



TESIS - TK 142541

***MODEL PREDICTIVE CONTROL (MPC) PADA
KONFIGURASI NON KONVENSIONAL KOLOM
RECTIFIER***

RIZA ARIS HIKMADIYAR
NRP. 02211650010007

DOSEN PEMBIMBING
Juwari, S.T., M. Eng., Ph.D.
Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.

PROGRAM MAGISTER
BIDANG KEAHLIAN TEKNOLOGI PROSES
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2018



THESIS - TK 142541

MODEL PREDICTIVE CONTROL (MPC) FOR NONCONVENTIONAL COLUMN/RECTIFIER CONFIGURATION

RIZA ARIS HIKMADIYAR
NRP. 02211650010007

SUPERVISORS

Juwari, S.T., M. Eng., Ph.D.
Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.

MASTER PROGRAM
PROCESS TECHNOLOGY
CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2018

LEMBAR PENGESAHAN

MODEL PREDICTIVE CONTROL (MPC) PADA KONFIGURASI NON KONVENSIIONAL KOLOM RECTIFIER

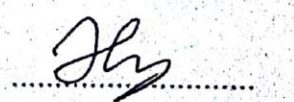
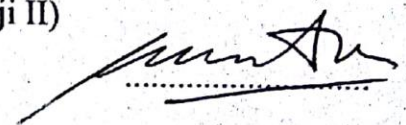
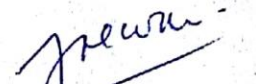
Tesis ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Magister Teknik (M.T.)
di
Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh:
Riza Aris Hikmadiyar
NRP. 02211650010007


Tanggal Ujian : 09 Juli 2018
Periode Wisuda : September 2018

Disetujui oleh:

1. Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D. (Pembimbing I)
NIP: 19730615 199903 1 003
2. Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D. (Pembimbing II)
NIP: 19530719 197803 1 001
3. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc. (Penguji I)
NIP: 19510804 197412 1 001
4. Dr. Tantular Nurtono, S.T., M.Eng. (Penguji II)
NIP: 19720520 199702 1 001
5. Hakun Wirawasista Aparamarta, ST, MMT., Ph.D. (Penguji III)
NIP: 19780922 200812 1 001



Dekan Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember


Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, S.T., M.T.
NIP. 19690507 199512 1 001

MODEL PREDICTIVE CONTROL (MPC) PADA NON KONVENSIONAL KOLOM RECTIFIER

Nama mahasiswa : Riza Aris Hikmadiyar.
NRP : 0211650010007.
Pembimbing : Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
Co-Pembimbing : Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.

ABSTRAK

Konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* adalah kolom distilasi yang mana pada bagian kolom tersebut tidak menggunakan reboiler tetapi menggunakan panas dari side kolom yang lain sehingga kolom bisa meminimalisasi beban pemanasan, *sidestream* yang *vapor* diambil dari kolom utama dan di masukkan ke kolom *rectifier*, sedangkan *liquid* dari bawah kolom *rectifier* dikembalikan ke kolom utama. Konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* terdapat pada kolom *Demethanizer* dan *Deethanizer* yang kemudian disimulasikan dengan Aspen Hysys v10.0. Kolom *Demethanizer* dan *Deethanizer* dapat dijaga kondisi *steady state*-nya ketika sistem berjalan secara dinamik jika terdapat pengendalian proses. Karena tujuan dari pengendalian proses adalah *tracking set point* dan *rejecting disturbance*.

Strategi pengendalian proses pada plant konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* menggunakan sistem kendali *Model Predictive Control (MPC)*, terdapat dua scenario yang pertama MPC 2x2 yaitu dengan menetapkan *mole fraction* dari *methane* pada produk atas kolom pertama dan *mole fraction* dari *ethane* pada produk atas kolom kedua sebagai *process variables* dan *valve reflux* dari kolom pertama dan kedua sebagai *manipulated variables (OP* pada Aspen Hysys), sedangkan yang kedua adalah sistem kendali MPC 2x2 sebagai *supervisory control layer* dan PID sebagai *regulatory control layer*. Untuk MPC 2x2 sebagai *supervisory control layer* ditetapkan *mole fraction* dari *methane* pada produk atas kolom pertama dan *mole fraction* dari *ethane* pada produk atas kolom kedua sebagai *process variables* dan *PID Composition Controller* dari kolom pertama dan kedua sebagai *manipulated variables (OP* pada Aspen Hysys).

Objective function pada MPC dioptimasi menggunakan salah algoritma optimasi yang berbasis stokastik yaitu *Improved Particle Swarm Optimization (IPSO)* dengan Matlab R2013a untuk mendapatkan nilai gamma U dan gamma Y yaitu nilai parameter tuning pada MPC di Aspen Hysys. Pengendalian proses pada plant konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* menggunakan sistem kendali MPC yang dituning menggunakan IPSO diharapkan plant bisa berjalan dinamik secara optimal untuk *tracking set point* dan juga *rejecting disturbance*.

Hasil respon yang terbaik untuk keseluruhan *tracking set point* dan *rejecting disturbance* pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* adalah

MPC sebagai *supervisory control* dan PID sebagai *regulatory control* (atau MPC PID IPSO) yang menggunakan nilai γ U dan Y dari hasil optimisasi. Nilai *Integral Absolute Error (IAE)* terkecil untuk *tracking set point* terdapat pada grafik *tracking set point* dari *Ethane*. Sedangkan nilai IAE yang terkecil dari *rejecting disturbance* terdapat pada grafik respon *rejecting disturbance* dari *Ethane* dengan penambahan laju alir *feed* sebesar +10 % dari *set point*.

Kata kunci : Kolom *rectifier*, *IPSO*, *MPC*, *MPC Supervisory*.

MODEL PREDICTIVE CONTROL (MPC) FOR NONCONVENTIONAL COLUMN/RECTIFIER CONFIGURATION

Name : Riza Aris Hikmadiyar.
Student Identity Number : 0211650010007.
Advisor : Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
Co-Advisor : Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.

ABSTRACT

Configuration of nonconventional column rectifier is distillation column which on the part of the column does not use the reboiler but using heat from the side of the main column so that it can minimize the heating load, vapor taken from the main column and inserted into rectifier column, while the liquid from the bottom of rectifier column returned to the main column. Nonconventional column/rectifier configurations found in the Demathanizer and the Deethanizer column, then simulated with Aspen Hysys v 10.0. Demathanizer and Deethanizer column can be guarded steady state condition when the system if there is a process control. Because the purpose of process control is tracking the set point and rejecting disturbance.

Process control strategy on plant configurations nonconventional column/rectifier using Model Predictive Control (MPC) System, there are two scenarios the first MPC 2 x 2 i.e. by setting the mole fraction of methane on top products of first column and mole fraction of ethane on the top of the second column as the process variables and the valve reflux of first and second column as the manipulated variables (OP on Aspen Hysys), while the second is the system control MPC 2 x 2 as supervisory control layer and the PID as regulatory control layer. For MPC 2 x 2 as supervisory control layer specified mole fraction of methane on top of the first column and mole fraction of ethane on the top of the second column as the process variables and the PID Controller of Composition first and second column as the manipulated variables (OP on Aspen Hysys).

Objective function in MPC is optimized by using stochastic optimization techniques, namely Improved Particle Swarm Optimization (IPSO) with Matlab R2013a to get the best value of gamma U and Y i.e. tuning parameter values on the MPC in Aspen Hysys. Process control on configurations nonconventional column/rectifier plant uses MPC system that is tuned by using IPSO, it will be expected that plant can run optimally in dynamic for tracking set point and also rejecting disturbance.

The results for the overall best response tracking set point and rejecting disturbance on the configuration of the non conventional column/rectifier is MPC as supervisory control and PID as regulatory control (or MPC PID IPSO) that is given the optimal value of gamma U and gamma Y. The smallest value of Integral Absolute Error (IAE) for set point tracking is the graph

of set point tracking responses from Ethane. While the smallest value of the IAE for rejecting disturbance is present on the graph of rejecting disturbance Ethane that the flow rate from feed is added+ 10% from set point.

Keywords: Column/rectifier, IPSO, MPC, MPC Supervisory.

KATA PENGANTAR

Puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT karena atas berkah, rahmat-Nya saya dapat menyelesaikan Laporan Akhir Thesis yang berjudul, “*Model Predictive Control (MPC)* pada Konfigurasi Non Konvensional Kolom *Rectifier* ”. Tugas ini merupakan salah satu prasyarat meraih gelar master di Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (FTI-ITS). Selama penyusunan Laporan Tesis ini, saya banyak mendapat bimbingan, bantuan dan dorongan dari berbagai bayak pihak. Untuk itu saya ingin mengucapkan terima kasih kepada:

1. Dr. Juwari, ST, M.Eng selaku Kepala Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
2. Dr. Tantular Nurtono, ST, M.Eng selaku Koordinator Program Studi Pascasarjana Teknik Kimia.
3. Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D. selaku Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses yang telah memberikan waktu, tenaga dan ilmu dalam penyelesaian laporan akhir tesis ini.
4. Dr. Juwari, ST, M.Eng dan Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D. selaku Dosen pembimbing saya atas bimbingan dan saran yang telah diberikan sehingga terselesaikannya laporan akhir tesis ini.
5. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc., Dr. Tantular Nurtono, S.T., M.Eng. dan Hakun Wirawasista Aparamarta, ST, MMT., Ph.D. selaku Dosen Penguji yang telah memberikan saran dan masukan untuk terselesaikannya laporan akhir tesis ini.
6. Bapak Abdul Fatah Munaseh, S.Ag dan Ibu Masruhah, BA selaku Orang tua tercinta penulis atas dukungan dan doa yang telah diberikan.
7. Saudara Muhammad Iqbal Filayani, S.Si., M.Sc., selaku Kakak tercinta penulis atas dukungan dan doa yang telah diberikan.
8. Bapak dan Ibu Dosen Pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.

9. KH. Cholil Dahlan dan KH Mashari Tabsiruddin selaku Guru tercinta penulis atas dukungan dan doa yang telah diberikan.
10. Teman-teman Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses.
11. Teman-teman Pascasarjana Teknik Kimia.
12. Teman-teman angkatan 2011 Teknik Fisika.

Saya menyadari bahwa penulisan laporan ini masih banyak kekurangan oleh karena itu saya sangat mengharapkan saran dan masukan yang konstruktif untuk kesempurnaan laporan ini.

Surabaya, 25 Juli 2018

Penyusun

DAFTAR ISI

Halaman Judul	i
Lembar Pengesahan	ii
Abstrak	iii
Abstract	v
Kata Pengantar	vii
Daftar Isi	ix
Daftar Gambar	xi
Daftar Tabel	xv
BAB 1 PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah	5
1.3 Tujuan Penelitian	6
1.4 Manfaat Penelitian	6
BAB 2 KAJIAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI.....	9
2.1 Kolom Konvensional pada Kolom Distilasi	9
2.2. Konfigurasi Non Konvensional Kolom Distilasi.....	13
2.3 Konfigurasi Non Konvensional Kolom <i>Rectifier</i>	13
2.3.1 Dinamika Proses Konfigurasi Non Konvensional Kolom <i>Rectifier</i>	16
2.3.2 Konfigurasi Sistem Kendali Non Konvensional Kolom <i>Rectifier</i>	17
2.3.2.1 <i>Relative Gain Array (RGA)</i>	18
2.3.2.2 <i>Singular Value Decomposition (SVD)</i>	19
2.3.3 Sistem Kendali pada Konfigurasi Non Konvensional Kolom <i>Rectifier</i>	20
2.3.3.1 Sistem Kendali PID	20
2.3.3.2 Sistem Kendali <i>Model Predictive Control (MPC)</i>	22
2.3.3.2.1 MPC dengan <i>Dynamic Matrix Control (DMC)</i>	26
2.3.3.2.2 Modal pada <i>Model Predictive Control (MPC)</i>	30
2.3.3.2.2.1 Model dengan <i>step test</i>	30

2.3.3.2.2 Model dengan <i>First Order Plus Dead Time (FOPDT)</i>	30
2.3.3.2.3 Model dengan <i>Artificial Neural Network (ANN)</i>	32
2.3.3.2.3 Tuning <i>Model Predictive Control (MPC)</i>	33
2.3.3.2.3.1 Tuning dengan <i>Particle Swarm Optimization (PSO)</i>	34
2.3.3.2.4 <i>Model Predictive Control (MPC)</i> sebagai <i>Supervisory Layer</i>	37
2.3.4 <i>Integral Error</i>	38
BAB 3 METODA PENELITIAN.....	41
3.1 Metodologi Penelitian	41
3.2 Simulasi <i>Steady State</i> Konfigurasi Non Konvensional Kolom <i>Rectifier</i>	43
3.3 Perancangan Strategi Pengendalian Proses pada Plant	44
3.4 Perancangan Strategi Pengendalian Proses pada Plant dengan MPC	45
3.5 Penentuan Nilai Gamma U dan Gamma Y pada Aspen Hysys v10.0	46
3.6 Perancangan Strategi Pengendalian Proses pada Plant dengan MPC 2x2 sebagai <i>Supervisory Layer</i> dan PID sebagai <i>Regulatory Layer</i>	50
3.7 Simulasi Semua Strategi Pengendalian Proses pada Plant	51
BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN	53
4.1 Validasi kondisi steady state Konfigurasi non Konvensional Kolom rectifier dengan Aspen Hysys v10.0.....	53
4.2 <i>Sizing</i> semua peralatan	57
4.3 Strategi Sistem Kendali PID pada Konfigurasi Non Konvensional Kolom <i>Rectifier</i>	58
4.3 Hasil Respon Sistem Kendali <i>MPC</i> dan <i>MPC Supervisory</i>	64
BAB 5 KESIMPULAN	71
5.1 Kesimpulan	71
5.2 Saran.....	73
DAFTAR PUSTAKA	
LAMPIRAN	

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Kolom dengan konfigurasi konvensional.....	2
Gambar 1.2	Kolom dengan konfigurasi non konvensional.....	2
Gambar 1.3	Kolom rectifier yang dikombinasikan dengan konfigurasi dari kolom <i>divided-wall</i>	3
Gambar 2.1	Skema proses kolom distilasi	11
Gambar 2.2	Kesetimbangan massa, komponen dan energi pada <i>Reboiler</i>	12
Gambar 2.3	Kesetimbangan massa komponen dan energy pada bottom konfigurasi non konvensional kolom <i>rectifier</i>	14
Gambar 2.4	Konfigurasi non konvensional kolom <i>rectifier</i>	15
Gambar 2.5	<i>Thermally Coupled System with a Side Rectifier (TCSR)</i> dengan struktur LB	17
Gambar 2.6	Blok Diagram Pengendali PID.....	21
Gambar 2.7	Diagram Blok sistem MPC	23
Gambar 2.8	Diagram alir sistem MPC.....	24
Gambar 2.9	Diagram Alir Penelitian MPC.....	25
Gambar 2.10	<i>Fungsi unit step response yang didapatkan dari open loop</i> dari sebuah dinamika proses.....	26
Gambar 2.11	Konvolusi model dari fungsi <i>single unit step response</i> dari sistem <i>open loop</i>	27
Gambar 2.12	Respons proses ketika diberikan masukan <i>step test</i>	32
Gambar 2.13	Model <i>neural network</i> dari nilai kluaran prediksi dan sinyal masukkan	32
Gambar 2.14	Diagram alir perhitungan PSO.....	35
Gambar 2.15	Skema Lapisan sistem kendali untuk <i>Model Predictive Control (MPC)</i> sebagai <i>Supervisory Layer</i>	37
Gambar 2.16	MPC sebagai <i>supervisory layer</i>	38
Gambar 3.1	Diagram alir penelitian	43
Gambar 3.2	Strategi Kendali PID Konvensional pada plant	45
Gambar 3.3	Strategi sistem pengendalian komposisi dengan MPC	46
Gambar 3.4	<i>Import File Data .txt ke software loop pro tuner</i>	47
Gambar 3.5	<i>Fit Model dari software loop pro tuner</i>	48

Gambar 3.6	Hasil <i>tune software</i> yang mendapatkan nilai parameter untuk FOPDT.	48
Gambar 3.7	<i>Process models</i> FOPDT dari Aspen Hysys.	49
Gambar 3.8	Parameter gamma U dan gamma Y untuk MPC Aspen Hysys v10.0... ..	50
Gambar 3.9	Strategi sistem pengendalian komposisi dengan MPC sebagai <i>supervisory control</i>	51
Gambar 4.1	<i>Spec Summary</i> pada kolom pertama atau kolom <i>rectifier</i>	53
Gambar 4.2	<i>Spec Summary</i> pada kolom kedua atau <i>main column</i>	54
Gambar 4.3	Konfigurasi non konvensional kolom <i>rectifier</i> dengan Aspen Hysys	55
Gambar 4.4	Konfigurasi non konvensional kolom <i>rectifier</i>	56
Gambar 4.5	Hasil <i>sizing shell column 1</i>	57
Gambar 4.6	Sistem kendali PID pada konfigurasi non konvensional kolom <i>rectifier</i> tanpa sistem kendali flow pada <i>vapor recycle</i>	58
Gambar 4.7	Hasil <i>step test</i> untuk <i>mole fraction</i> dari <i>methane</i> dengan masukkan perubahan <i>set point flow rate</i> pada <i>feed</i>	59
Gambar 4.8	<i>Control manager</i> Aspen Hysys dengan tanpa sistem kendali <i>flow</i> pada <i>vapor recycle</i>	60
Gambar 4.9	Sistem kendali PID pada konfigurasi non konvensional kolom <i>rectifier</i> dengan sistem kendali <i>flow</i> pada <i>vapor recycle</i>	60
Gambar 4.10	Hasil <i>step test</i> untuk <i>mole fraction</i> dari <i>methane</i> dengan masukkan perubahan <i>set point flow rate</i> pada <i>feed</i>	61
Gambar 4.11	<i>Control manager</i> Aspen Hysys dengan sistem kendali <i>flow</i> pada <i>vapor recycle</i>	62
Gambar 4.12	<i>Warning</i> pada unit operasi pompa	63
Gambar 4.13	Sistem kendali PID pada konfigurasi non konvensional kolom <i>rectifier</i> dengan tambahan sistem kendali <i>temperature</i> pada <i>main column</i>	63
Gambar 4.14	Hasil respon <i>tracking set point</i> dari <i>Methane</i>	64
Gambar 4.15	Hasil respon <i>tracking set point</i> dari <i>Ethane</i>	65
Gambar 4.16	Hasil respon <i>rejecting disturbance</i> dari <i>Methane</i> dengan penambahan <i>flow rate</i> pada <i>feed +10%</i>	66

Gambar 4.17	Hasil respon <i>rejecting disturbance</i> dari <i>Ethane</i> dengan penambahan <i>flow rate</i> pada <i>feed +10%</i>	67
Gambar 4.18	Hasil respon <i>rejecting disturbance</i> dari <i>Methane</i> dengan pengurangan <i>flow rate</i> pada <i>feed -10%</i>	68
Gambar 4.19	Hasil respon <i>rejecting disturbance</i> dari <i>Ethane</i> dengan pengurangan <i>flow rate</i> pada <i>feed -10%</i>	69

(HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN)

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Data design konfigurasi non konvensional kolom <i>rectifier</i>	15
Tabel 4.1	Perbandingan masing-masing fraksi mol untuk design dan hasil simulasi	56
Tabel 4.2	Hasil <i>sizing</i> semua peralatan	58
Tabel 4.3	Hasil <i>Tuning</i> parameter untuk semua sistem kendali PID	64

(HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN)

BAB 1

PENDAHULUAN

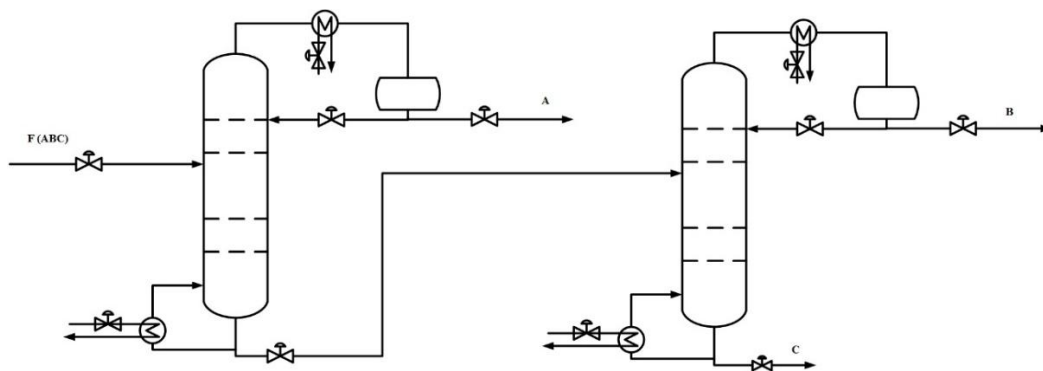
1.1 Latar Belakang

Salah satu unit operasi yang sangat penting di industri minyak, gas dan petrokimia adalah kolom distilasi. Kolom distilasi yang digunakan untuk memisahkan campuran multi komponen secara *sequence* telah lama dipelajari secara mendalam. Hampir semua penelitian tentang desain untuk kolom distilasi, perpindahan masa, dan desain proses telah membahas detail tentang pemisahan campuran mutli komponen tersebut. Pendekatan-pendekatan untuk membahas masalah tersebut telah banyak dilakukan mulai dengan menggunakan penurunan matematis dengan pemogrammannya dan simulasi menggunakan perangkat lunak yang canggih [1].

Salah satu contoh kolom distilasi yang digunakan untuk memisahkan campuran multi komponen secara *sequence* pada industri adalah Kolom *Demethanizer* dan *Deethanizer*. Kolom *Demethanizer* adalah kolom distilasi yang digunakan untuk memisahkan *methane* dari komponen-komponen *hydrocarbon* berat lain yang menyertainya. Sedangkan *Deethanizer* adalah kolom distilasi yang digunakan untuk memisahkan *ethane* dari komponen-komponen lain yang dibawa bersamanya. Gas alam terdiri dari banyak komponen seperti komponen dari gugus alkana maka kandungan C1 dan C2 akan dipisahkan sesuai dengan titik didihnya. Kolom *Demethanizer* dan *Deethanizer* biasanya terdapat pada industri pengolahan gas alam. Pada bagian plant *Liquefied Natural Gas (LNG) recovery* terdapat kolom *Demethanizer* dan *Deethanizer* yang memisahkan C1 dan C2 dari gas alam [2].

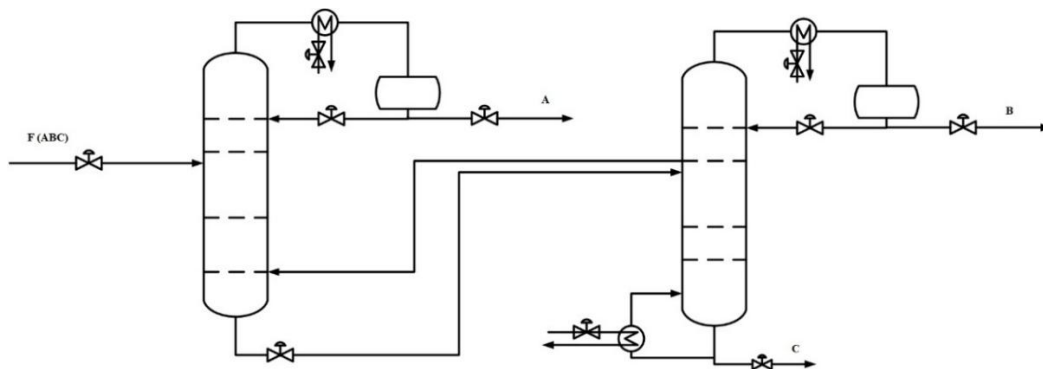
Tujuan dari C1 dan C2 dipisahkan adalah untuk produk dari gas alam itu sendiri yaitu gas alam yang dicairkan atau *Liquefied Natural Gas (LNG)*. LNG sendiri terdiri dari campuran dari C1, C2 dan komponen lain yang kandungannya dibatasi tertentu sesuai dengan kebutuhan bahan bakar gas [1].

Pada umumnya teknologi kolom *Demethanizer* dan *Deethanizer* masih dengan sistem konvensional, seperti pada Gambar 1.1 berikut:



Gambar1.1 Kolom dengan konfigurasi konvensional

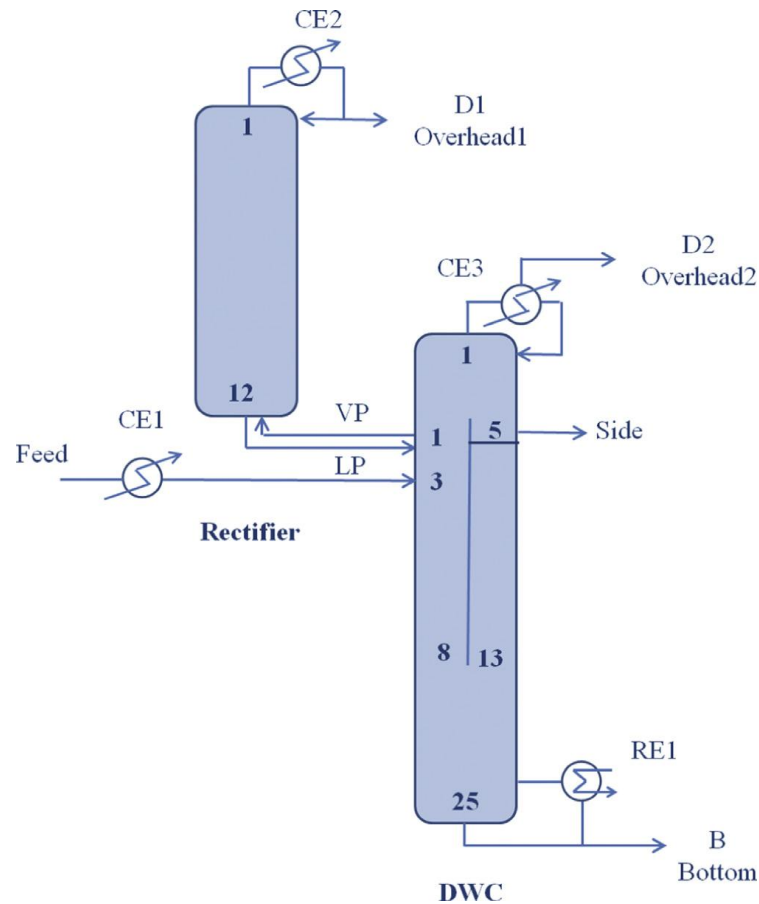
Perkembangan teknologi memunculkan alternatif desain baru untuk kolom *Demethanizer* dan *Deethanizer* yaitu pemisahan *sequence* dengan konfigurasi kolom *rectifier*, seperti pada Gambar 1.2 berikut:



Gambar1.2 Kolom dengan konfigurasi non konvensional

Pada umumnya kolom di daerah *bottom* menggunakan *boiler*, tetapi konfigurasi kolom *rectifier* ini tidak menggunakan reboiler tetapi menggunakan panas dari side kolom yang kedua sehingga kolom bisa meminimalisasi beban pemanasan, *sidestream* yang *vapor* diambil dari kolom utama dan di masukkan ke kolom *rectifier*, sedangkan *liquid* dari bawah kolom *rectifier* dikembalikan ke kolom utama [3]. Penelitian sebelumnya telah membahas tentang konfigurasi kolom *rectifier* dan dibandingkan dengan konfigurasi konvensional dua kolom dengan cara *direct sequence* [4]. Penelitian konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* yang lain adalah oleh Khan dkk, yang meneiliti tengtang kolom *rectifier* yang dikombinasikan dengan konfigurasi dari kolom *divided-wall*, begitu pula Kim

[5, 6]. Figueiredo dkk telah meneliti kolom *rectifier* pada pemisahan distilasi secara *extractive* [7]. Gambar 1.3 dibawah ini adalah kolom *rectifier* yang dikombinasikan dengan konfigurasi dari kolom *divided-wall*:



Gambar 1.3 Kolom *rectifier* yang dikombinasikan dengan konfigurasi dari kolom *divided-wall* [6].

Konfigurasi non konvensional kolom rectifier dapat menghemat *capital cost* dan *energy cost* [4]. Penelitian tentang sistem dinamik dari konfigurasi ini sangat penting karena meskipun kolom rectifier dapat menghemat biaya tetapi karena sistem yang lebih rumit bisa menyebabkan kompleksnya dinamik dari konfigurasi itu sendiri karena tidak adanya reboiler [8].

Supaya kolom *Demethanizer* dan *Deethanizer* dapat dijaga kondisi *steady state*-nya ketika sistem berjalan secara dinamik maka perlu pengendalian proses. Karena tujuan dari pengendalian proses diantaranya adalah *tracking set point* dan

rejecting disturbance [9]. Sistem kendali konvensional yang biasa terdapat pada kolom demethanizer dan deethanizer adalah sistem kendali *Proportional Integral Derivative (PID)*. Namun pada dunia industri terdapat pula *Advance Process Control (APC)* yang berbasis model yaitu *Model Predictive Control (MPC)*. Penelitian sebelumnya telah memberikan hasil bahwa sistem kendali MPC lebih menguntungkan secara ekonomi dari pada sistem kendali PID [10-12]. *Model Predictive Control (MPC)* merupakan sistem kendali yang didesain berdasarkan model suatu proses. Model dari suatu proses memberikan nilai prediksi untuk *output* yang kemudian dibandingkan dengan nilai *output* aktual dari pengukuran menghasilkan nilai residual untuk masukkan *feedback* ke *prediction block*. Perhitungan sistem kendali dan *set point* menggunakan nilai dari blok prediksi tersebut untuk dijadikan *input* ke dalam proses, sehingga selisih antara jumlah nilai prediksi keluaran proses dan *set point* masukan dari referensi menjadi minimal. Pengendalian yang berbasis model dan mampu memprediksi keluaran dari plant seperti *Model Predictive Control (MPC)* diharapkan akan menjadi pengendalian yang handal untuk plant proses yang multivariabel seperti pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* [9].

Banyak penelitian yang telah membandingkan sistem kendali PID dengan sistem *Model Predictive Control (MPC)* untuk sistem *Single Input Single Output (SISO)* atau *Multiple Input Multiple Output (MIMO)*, dan hasilnya adalah *Model Predictive Control (MPC)* memberikan hasil lebih baik dari pada sistem kendali PID, baik untuk sistem SISO atau MIMO [10-12]. Pengendalian proses pada plant konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* dengan menggunakan sistem kendali MPC diharapkan plant bisa berjalan dinamik secara optimal untuk *tracking set point* dan juga *rejecting disturbance* [13, 14].

MPC sebagai *supervisory control layer* dan PID sebagai *regulatory control layer* dalam sistem kendali pada suatu plant diteliti dan memberikan hasil yang terbaik dalam *response control system*, sebagaimana hasil penelitian Meyer dkk yaitu penerapan MPC sebagai *supervisory control layer* dan PID sebagai *regulatory control layer* sistem kendali *Heat Integrated Column Distillation (HIDC)*, sedangkan Khan dkk menerapkan sistem kendali tersebut pada *Continuous Stirred Tank Heater (CSTH)* [14, 15].

Salah satu algoritma dalam *Model Predictive Control (MPC)* adalah *objective function* yang bisa dilakukan optimasi untuk mendapatkan nilai yang terbaik [16]. Salah satu metode optimasi adalah *Particle Swarm Optimization (PSO)*. *Particle Swarm Optimization (PSO)* adalah salah satu tipe dari optimasi metaheuristik yang terinspirasi dari berbagai macam spesies hewan-hewan yang mencari lokasi makanan mereka [17, 18]. PSO sendiri telah banyak modifikasi yang dilakukan untuk mendapatkan nilai yang lebih optimal dan disebut sebagai *Improved Particle Swarm Optimization (IPSO)* [19, 20]. Metode IPSO tersebut digunakan untuk melakukan optimasi pada *objective function* dari MPC. Nilai yang dioptimalkan adalah gamma U dan gamma Y. Gamma U dan gamma Y merupakan nilai *weighting* yang terdapat pada *objective function* MPC [21]. Sehingga dengan melakukan optimasi *objective function* pada MPC dengan metode IPSO, diharapkan mendapatkan nilai tuning yang terbaik. Nilai tersebut akan diterapkan pada konfigurasi plant konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* dengan menggunakan sistem kendali MPC saja dan MPC sebagai *supervisory control layer* dan PID sebagai *regulatory control layer*.

1.2 Perumusan Masalah

Dari paparan latar belakang diatas, maka permasalahan dari pelaksanaan penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Perancangan konfigurasi sistem pengendalian proses pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier*.
2. Perancangan sistem pengendalian proses dengan strategi sistem kendali komposisi *Single Input Single Output (SISO)* menggunakan sistem kendali PID pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier*.
3. Perancangan sistem pengendalian proses dengan strategi sistem kendali komposisi dengan sistem *Multiple Input Multiple Output (MIMO)* menggunakan MPC pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier*.
4. Pengoptimalan nilai tuning gamma U dan gamma Y pada MPC dengan metode IPSO.

5. Perancangan sistem pengendalian dengan *Model Predictive Control (MPC)* saja dan sistem kendali *Model Predictive Control (MPC)* sebagai *supervisory control layer* dan *Proportional Integral Derivative (PID)* sebagai *regulatory control layer* untuk sistem SISO pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier*.

1.3 Tujuan Penelitian

Berdasarkan pemaparan latar belakang dan rumusan masalah di atas tujuan dari penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Merancang konfigurasi sistem pengendalian proses pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier*.
2. Merancang sistem pengendalian proses dengan strategi sistem kendali komposisi *Single Input Single Output (SISO)* menggunakan sistem kendali PID pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier*.
3. Merancang sistem pengendalian proses dengan strategi sistem kendali komposisi dengan sistem *Multiple Input Multiple Output (MIMO)* menggunakan MPC pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier*.
4. Mengoptimalkan nilai tuning gamma U dan gamma Y pada MPC dengan metode IPSO.
5. Merancang sistem pengendalian dengan Model Predictive Control (MPC) saja dan sistem kendali *Model Predictive Control (MPC)* sebagai *supervisory control layer* dan *Proportional Integral Derivative (PID)* sebagai *regulatory control layer* untuk sistem SISO pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier*.

1.4 Manfaat Penelitian

Manfaat yang akan diperoleh dalam penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Memberikan kontribusi tentang teknik pengendalian proses untuk sistem konfigurasi non konvensional kolom *rectifier*.

2. Memberikan kontribusi tentang teknik penerapan sistem kendali MIMO yaitu *model predictive control* pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier*.
3. Memberikan kontribusi tentang teknik pengoptimalan nilai gamma U dan gamma Y pada MPC.

(HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN)

BAB 2

KAJIAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI

Kolom distilasi merupakan salah satu unit operasi yang paling penting pada industri minyak, gas dan petrokimia. Distilasi atau penyulingan adalah metode yang tertua dan yang paling umum digunakan dalam proses teknologi yang berbasis kimia untuk memisahkan berbagai campuran. Seluruh *raw material* atau bahan dasar yang disediakan oleh alam adalah berbentuk campuran. Campuran ini harus dipisahkan menjadi satu komponen, dua komponen atau lebih agar bisa dimanfaatkan lebih lanjut sebagai bahan jadi [22].

Operasi pada kolom distilasi dilakukan pada sebuah kolom, yaitu sebuah vessel bertekanan yang berbentuk silinder dengan mengatur perbandingan tinggi dan diameter dan diatur secara tepat untuk memungkinkan pemisahan biner atau multikomponen yang hemat biaya, terutama cairan, yaitu cairan campuran yang diumpankan supaya didapatkan produk murni atau fraksi tertentu yang diinginkan [23].

Dalam sistem operasinya kolom distilasi melibatkan banyak disiplin keilmuan yaitu perpindahan panas, dinamika fluida, termodinamika dan komputasi. Sedangkan tujuan utama desain kolom distilasi adalah spesifikasi produk atas dan/atau bawah (termasuk *purity* dan *recovery*) untuk campuran umpan yang diberikan, dengan komposisi tertentu, laju aliran dan kondisi termal pada tekanan dan suhu tertentu. Tekanan operasi pada atas kolom, penurunan tekanan pada setiap *tray*, detail perhitungan optimal stage pada kolom dan kebutuhan *reflux*, semuanya dipilih berdasarkan data dari keseimbangan uap cair [23].

Untuk kasus tertentu di mana distilasi bekerja sebagai proses pemisahan, pelaksanaan *thermally coupled* dalam distilasi yang *sequence* telah menjadi perhatian khusus karena konfigurasi non konvensional dapat menghemat efisiensi energi yang lebih tinggi dibanding dengan konvensional [24].

2.1 Konfigurasi Konvensional pada Kolom Distilasi

Kolom konvensional adalah kolom distilasi dimana masih terdiri dari *shell column*, *condensor*, *reflux drum* dan *reboiler* [25]. Salah satu contoh kolom distilasi

pada industri adalah kolom demethanizer dan deethanizer. Kolom demethanizer dan deethanizer adalah Kolom distilasi yang digunakan untuk memisahkan C1 (*methane*) dan C2 (*ethane*) dari komponen-komponen yang menyertainya. Pada umumnya kolom demethanizer dan deethanizer terdapat pada pemrosesan gas alam, karena pada pemrosesan gas alam terdapat plant *LNG (Liquefied Natural Gas) recovery*, yaitu plant yang memisahkan C1 dan C2 dari komponen hidrokarbon berat lainnya. C1 dan C2 dipisahkan karena akan digunakan sebagai bahan dasar pembuatan *LNG (Liquefied Natural Gas)* untuk bahan bakar gas, sedangkan produk bawah dari kolom demethanizer dan deethanizer adalah *NGL (Natural Gas Liquid)* yang terdiri dari komponen berat dari hidrokarbon lainnya [1].

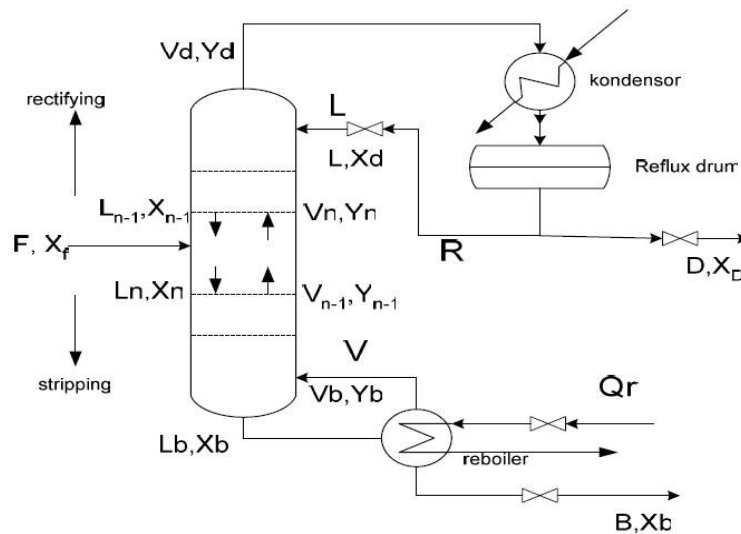
Pada kolom distilasi untuk kolom demethanizer dan deethanizer, feed atau umpan yang memiliki fraksi yang lebih ringan yaitu *methane* dan *ethane* akan mengalir ke atas karena memiliki volatilitas yang lebih rendah dibandingkan dengan produk bawah dari *deethanizer* yaitu C_{3+} yang memiliki volatilitas lebih tinggi. Gas yang mengalir keluar *top stage* demethanizer masuk ke dalam *condensor* untuk didinginkan sehingga berubah fasa menjadi *liquid*. *Liquid* yang terkondensasi disimpan pada sebuah *vessel* yang dikenal sebagai *reflux drum*. Sebagian dari *liquid* ini ada yang diumpan balikkan ke bagian atas kolom dan ada pula yang dikeluarkan sebagai produk. *Liquid* yang diumpan balikkan disebut sebagai *reflux*. Sistem *reflux* dibutuhkan untuk mempertahankan kualitas distilat produk dengan mengubah kembali *liquid* menjadi *vapour*. Sedangkan umpan yang memiliki fraksi lebih berat akan mengalir ke bagian bawah kolom yang selanjutnya dikumpulkan pada *reboiler*. Panas ditambahkan pada *reboiler* digunakan untuk menguapkan kembali *methane* untuk kolom demethanizer dan *ethane* untuk kolom deethanizer yang tidak teruapkan. *Vapor* yang dihasilkan *reboiler* diumpankan kembali ke bagian bawah kolom. Sedangkan *liquid* yang dikeluarkan *reboiler* berupa C_{3+} disebut sebagai produk bawah.

Kolom distilasi *Deethanizer* terdiri beberapa komponen utama yaitu:

- a. *Shell*, kolom merupakan tempat terjadinya pemisahan komponen. Kolom tersusun atas banyak tray sebagai tempat terjadinya kontak antara vapour dan liquid.

- b. *Reboiler*, merupakan tempat penguapan cairan yang keluar dari bagian bawah kolom. Uap yang terbentuk akan dikembalikan lagi ke dalam kolom.
- c. *Condensor*, merupakan tempat untuk mendinginkan atau mengkondensasi uap yang meninggalkan bagian atas kolom distilasi.
- d. *Reflux Drum*, untuk menampung uap yang terkondensasi dari kolom bagian atas sehingga cairan (*reflux*) dapat diumpanbalikkan ke kolom.

Model matematika demethanizer dan deethanizer dapat dituliskan dengan persamaan matematis untuk kesetimbangan massa, massa komponen, dan energi kolom distilasi secara umum. Model fisis dari suatu proses harus dapat menggambarkan karakteristik dinamis sistem tersebut secara memadai. Model matematis diturunkan dari model fisis sistem. Model matematis kolom distilasi pada keadaan *steady state* dapat dituliskan pada persamaan 2.1 sampai persamaan 2.3 sebagai berikut [26]:



Gambar 2.1 Skema proses kolom distilasi.

Untuk neraca massa:

$$F = D + B \quad 2.1$$

Untuk massa komponen:

$$F.X_F = D.X_D + B.X_B \quad 2.2$$

Untuk neraca energy:

$$F.h_F - D.h_D - B.h_B + Q_r - Q_c = 0$$

2.3

dimana:

F : Laju aliran umpan (kmol/hr)

D : Laju aliran distilat (kmol/s)

B : Laju aliran bottom (kmol/s)

X_D : Komposisi pada distilat (Mole)

X_F : Komposisi pada umpan (Mole)

X_B : Komposisi pada bottom (Mole)

h_F : Entalpi cairan pada umpan (Joule/kmol)

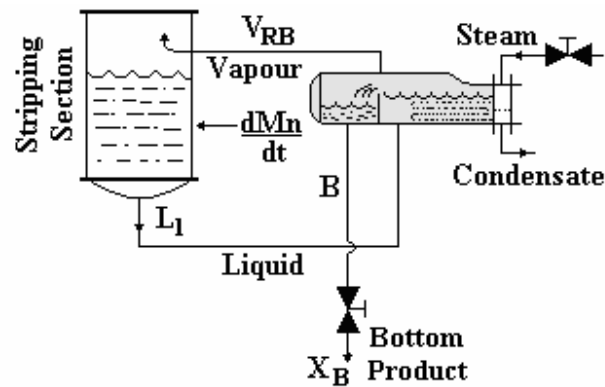
h_D : Entalpi cairan pada distilat (Joule/kmol)

h_B : Entalpi cairan pada bottom (Joule/kmol)

Q_r : Kalor yang diberikan oleh reboiler (Joule/kmol)

Q_c : Kalor yang diberikan oleh condensor (Joule/kmol)

Sedangkan kolom distilasi untuk keadaan dinamik pada *reboiler* dapat dituliskan matematis pada persamaan 2.4 sampai 2.6 sebagai berikut:



Gambar 2.2 Kestimbangan massa, komponen dan energy pada *Reboiler*.

Untuk neraca masaa:

$$\frac{dM_n}{dt} = L_1 - V_{RB} - B$$

2.4

Untuk massa komponen:

$$\frac{d(M_B X_B)}{dt} = L_1 X_1 - V_{RB} Y_B - B X_B \quad 2.5$$

Untuk neraca energy:

$$\frac{d(M_B h_B)}{dt} = L_1 h_1 - V_{RB} H_B - B h_B + Qr \quad 2.6$$

dimana:

M_N : total massa yang tertahan pada reboiler

L_1 : Laju aliran massa cairan yang turun dari tray paling bawah (kmol/hr)

V_{RB} : Laju aliran massa uap yang naik dari reboiler (kmol/hr)

X_1 : Komposisi cairan pada tray paling bawah (mol)

Y_B : Komposisi uap bagian bawah (mol)

h_B : Entalpi cairan pada tray paling bawah (Joule/kmol)

H_B : Entalpi uap bagian bawah (Joule/kmol)

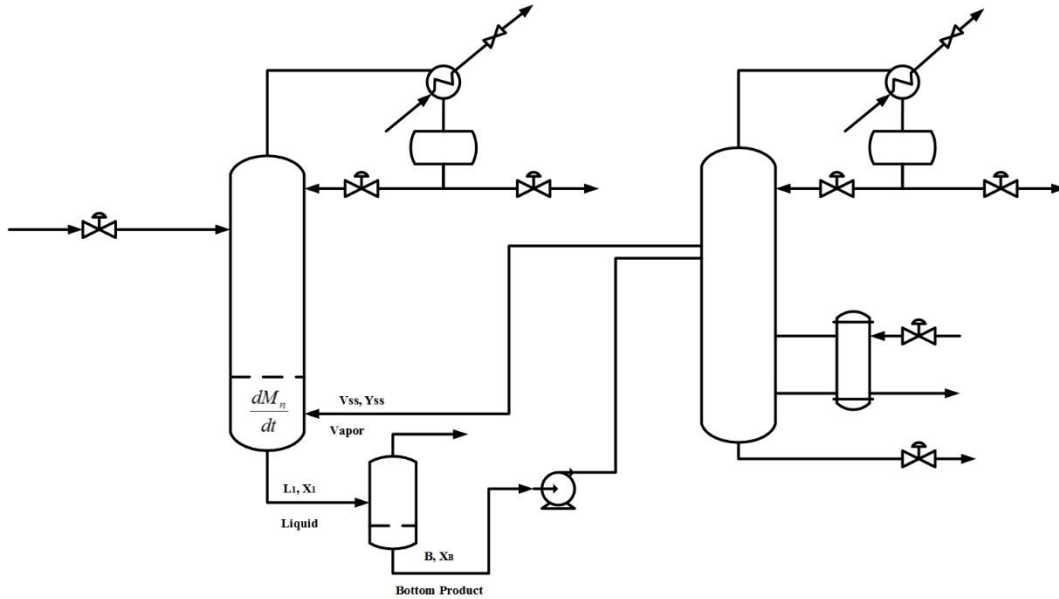
2.2 Konfigurasi Non Konvensional pada Kolom Distilasi

Ada banyak tipe teknologi baru pemisahan dari kolom distilasi, diantaranya: *direct sequence*, *indirect sequence*, *side stream column*, *rectifier column*, *stripper column* dan *divided-wall column*. Kolom *rectifier* adalah kolom dengan tanpa reboiler tetapi menggunakan condenser [3].

2.3 Konfigurasi Non Konvensional Kolom Rectifier.

Konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* yang dipelajari adalah kolom *demethanizer* dan *deethanizer*, kolom pertama disebut sebagai *rectifier* yaitu kolom dengan tanpa *reboiler* dan kolom kedua disebut sebagai *main column* yaitu kolom utama dengan menggunakan *reboiler* dan *condenser*, *sidestream* yang *vapor* diambil dari kolom utama dan di masukkan ke kolom *rectifier*, sedangkan *liquid* dari bawah kolom *rectifier* dikembalikan ke kolom utama [3]. Luyben meneliti tentang 2 kasus kolom *demethanizer* dan *deethanizer*. Kasus pertama dengan konfigurasi yang konvensional, dimana konfigurasi konvensional menggunakan kolom pada umumnya yaitu terdapat reboiler dan kondenser. Kasus kedua menggunakan konfigurasi yang non konvensional yaitu menggunakan konfigurasi

kolom *rectifier*. Dalam Gambar 2.3 dapat dituliskan persamaan matematis seperti berikut:



Gambar 2.3 Kestimbangan massa, komponen dan energi pada *bottom* konfigurasi non konvensional kolom *rectifier*.

Untuk neraca masaa:

$$\frac{dM_n}{dt} = L_1 - V_{ss} - B \quad 2.7$$

Untuk massa komponen:

$$\frac{d(M_B X_B)}{dt} = L_1 X_1 - V_{ss} Y_{ss} - B X_B \quad 2.8$$

Untuk neraca energy:

$$\frac{d(M_B h_B)}{dt} = L_1 h_1 - V_{ss} H_{ss} - B h_B + Q_r \quad 2.9$$

dimana:

M_N : total massa yang tertahan pada reboiler

L_1 : Laju aliran massa cairan yang turun dari tray paling bawah (kmol/hr)

V_{ss} : Laju aliran massa uap dari *side vapor* yang naik dari reboiler (kmol/hr)

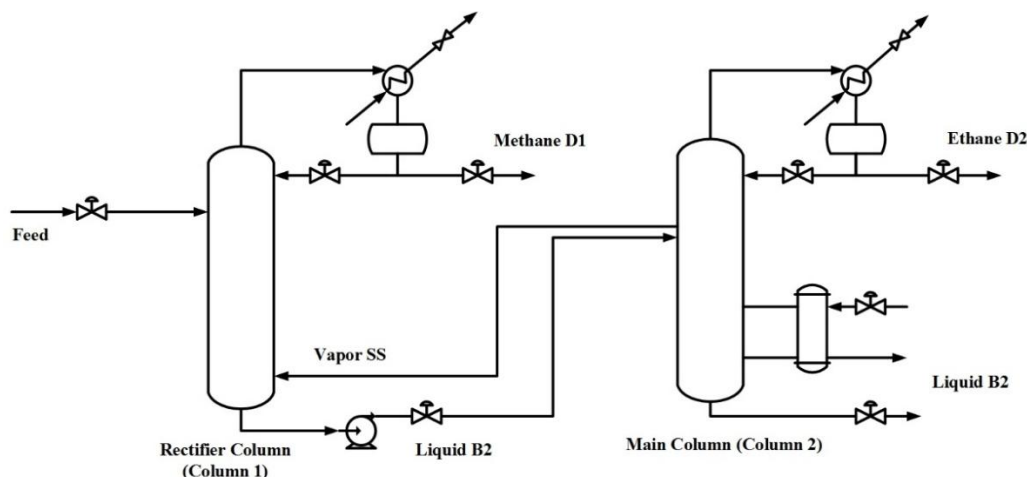
X_1 : Komposisi cairan pada tray paling bawah (mol)

Y_{ss} : Komposisi uap bagian bawah dari *side vapor* (mol)

h_B : Entalpi cairan pada tray paling bawah (Joule/kmol)

H_B : Entalpi uap bagian bawah (Joule/kmol)

Luyben telah meneliti konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* dengan data *Heat and Material Balance* seperti pada Gambar 2.4 dan Tabel 2.1 berikut:



Gambar 2.4 Konfigurasi non konvensional kolom *rectifier*.

Tabel 2.1 Data design konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* [3].

Komponen	Feed	Methane D1	Ethane D2	Liquid B1	Vapor SS	Liquid B2
	Design	Design	Design	Design	Design	Design
Nitrogen	0.0011	0.0021	0	0	0.0011	0
Methane	0.4876	0.9516	0.0017	0.001	0.9238	0
Ethane	0.1949	0.0461	0.9732	0.8279	0.067	0.0007
Propane	0.225	0.0002	0.025	0.133	0.0024	0.7066
n-Pentane	0.0249	0	0	0.0106	0.0045	0.0797
i-Pentane	0.0396	0	0.0002	0.0173	0.0005	0.1268
n-Butane	0.0121	0	0	0.0046	0.0007	0.0388
i-Butane	0.0148	0	0	0.0057	0	0.0474

Dalam gambar 2.4 terdapat 2 kolom yaitu kolom 1 adalah *Demethanizer* dan kolom 2 adalah *Deethanizer*. Kolom demethanizer terdiri dari 8 stage sedangkan kolom deethanizer terdapat 31 stage. Feed adalah aliran yang masuk dari sumur gas alam yang membawa komponen C1, C2 dan komponen berat dari hidrokarbon lainnya. Feed dengan laju alir 2886 kmol per jam bertekanan tinggi masuk pada stage 2 kolom 1 yang tidak mempunyai reboiler tetapi mempunyai kondenser. Kolom 2 disebut sebagai kolom inti karena kolom 1 dan 2 seperti 1 kolom yang dipisah menjadi 2 sehingga kolom 2 disebut sebagai kolom inti yang

terdiri dari 31 stage. Stage 7 dari kolom inti diambil *vapor side draw* dengan laju alir 7000 kmol per jam masuk ke kolom 1 sebagai pengganti reboiler.

Kasus konfigurasi kolom *rectifier* terdapat sebuah modifikasi karena data *process flow diagram* dalam konfigurasi tersebut digunakan untuk kolom dengan *high recovery*, sedangkan ada modifikasi untuk *recovery* yang lebih masuk akal secara teoritis dan itu terbukti dapat menghemat *capital cost* dan *energy cost* [3].

Modifikasi konfigurasi kolom *rectifier* dengan spesifikasi yang lebih sesuai dengan keadaan plant yang ada yaitu dengan *propane recovery* sebesar 99.2%, *methane recovery* sebesar 99.64% dan menjaga *methane impurity* pada *ethane* produk sebesar 0.97 mol%. Spesifikasi tersebut terpenuhi jika *sidestream* yang vapor yang dimasukkan ke kolom *rectifier* adalah dirubah dari 7000 kmol/jam menjadi 2950 kmol/jam [3].

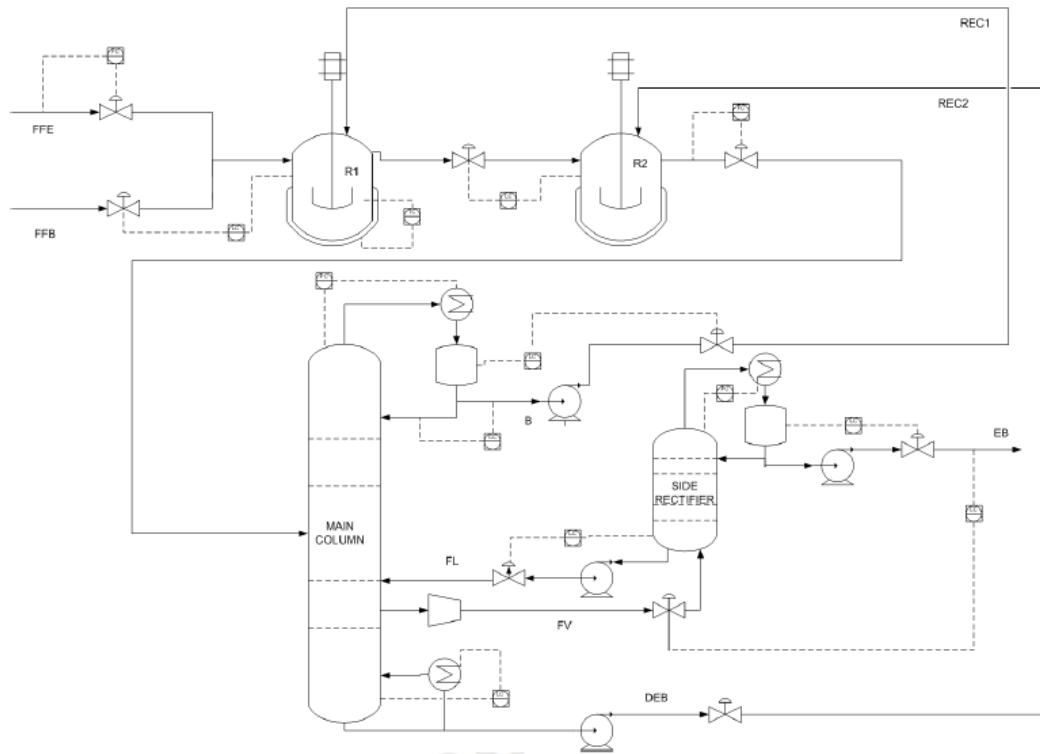
Konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* dapat menghemat *capital cost* dan *energy cost* [4]. Penelitian tentang sistem dinamik dari konfigurasi ini sangat penting karena meskipun kolom *rectifier* dapat menghemat biaya tetapi karena sistem yang kompleks bisa menyebabkan kompleksnya dynamic dari konfigurasi itu sendiri karena adanya stream *recycle* dimana stream *recycle* tersebut membuat interaksi yang sensitif antara kolom *rectifier* dan *main column* [24].

2.3.1 Dinamika Proses Konfigurasi Non Konvensional Kolom *Rectifier*

Kolom dengan *side rectifier* termasuk dalam kategori *Thermally Coupled Distillation Systems (TCDS)* dimana pada implementasinya mempersambungkan atau menghubungkan laju aliran antar kolom. Terdapat *case study* untuk konfigurasi non kolom *rectifier* yaitu *Thermally Coupled System with a Side Rectifier (TCSR)* pada *Ethylbenzene Production* dimana proses terdiri dua CSTRs (*Continuous Stirred Tank Reactors*) yang disusun secara seri dan terdapat juga dua kolom distilasi dan dua stream *recycles* [24].

Dalam case study disebutkan bahwa konfigurasi sistem kendali yang terbaik didapatkan dengan struktur konfigurasi struktur LB, dimana struktur konfigurasi LB adalah Struktur ini menggunakan aliran *reflux L* untuk mengatur komposisi *distillate* (X_d) dan *heat input* (Q_r) ke dalam *reboiler* digunakan untuk

mengatur *level*. *Distillate flow rate D* dipakai untuk mempertahankan *reflux drum level* dan *bottom flow rate B* untuk mengatur komposisi pada *bottom Xb* dan didapatkan hasil yang baik dari pada menggunakan konfigurasi LV [26, 27]. Seperti pada Gambar 2.5 berikut:



Gambar 2.5 *Thermally Coupled System with a Side Rectifier (TCSR)* dengan struktur LB [24].

2.3.2 Konfigurasi Sistem Kendali pada Non Konvensional Kolom Rectifier

Sistem yang terdapat pada konfigurasi non konvensional kolom adalah sistem yang kompleks [8]. Sehingga studi tentang *controllability* itu sangat penting, terutama untuk *controllability* yang baik dapat memberikan perbaikan dari adanya *disturbance* dan produk *off-spec* [28]. Terdapat banyak index yang dapat digunakan untuk menganalisis *controllability* dari non konvensional kolom *rectifier* diantaranya *Singular Value Decomposition (SVD)* dan *Relative Gain Array (RGA)* [24].

2.3.2.1 Relative Gain Array (RGA)

Sistem *Multiple Output Multiple Input* (MIMO) yang dibuat untuk pairing multiple SISO yang kemudian dinamakan *Relative Gain*. Bequette menyatakan untuk sistem 2x2 hubungan $u_1 y_1$ dengan u_2 dianggap konstan maka [29]:

$$\left(\frac{\partial y_1}{\partial u_1} \right)_{u_2} = g_{11}(0) = k_{11} \quad 2.10$$

untuk hubungan $u_1 y_1$ dengan y_2 dianggap konstan:

$$\left(\frac{\partial y_1}{\partial u_1} \right)_{y_2} = g_{11}(0) - \frac{g_{12}(0)g_{21}(0)}{g_{22}(0)} = k_{11} - \frac{k_{12}k_{21}}{k_{22}} = k_{1\text{leff}} \quad 2.11$$

Relative gain (λ_{ij}) antara hubungan input j dan output I didefinisikan sebagai berikut:

$$(\lambda_{ij}) = \frac{\left(\frac{\partial y_1}{\partial u_1} \right)_{u_{k,k \neq j}}}{\left(\frac{\partial y_1}{\partial u_1} \right)_{y_{k,k \neq i}}} \quad 2.12$$

sehingga untuk (λ_{11}):

$$(\lambda_{11}) = \frac{\left(\frac{\partial y_1}{\partial u_1} \right)_{u_2}}{\left(\frac{\partial y_1}{\partial u_1} \right)_{y_2}} = \frac{k_{11}}{k_{1\text{leff}}} = \frac{k_{11}}{1 - \frac{k_{12}k_{21}}{k_{22}}} = \frac{1}{1 - \frac{k_{12}k_{21}}{k_{11}k_{22}}} = \frac{k_{11}k_{22}}{k_{11}k_{22} - k_{12}k_{21}} \text{ maka untuk}$$

$$\Delta = \begin{bmatrix} \lambda_{11} & \lambda_{12} \\ \lambda_{21} & \lambda_{22} \end{bmatrix}$$

dengan $\lambda_{ij} = g_{ij}(0)\hat{g}_{ji}(0) = k_{ij}\hat{k}_{ji}$ dan $G(0) = \begin{bmatrix} g_{11}(0) & g_{12}(0) \\ g_{21}(0) & g_{22}(0) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} k_{11} & k_{12} \\ k_{21} & k_{22} \end{bmatrix}$ maka $G(0) \times$

$\hat{G}(0)$ menjadi:

$$\hat{G}(0) = G^{-1}(0) = \begin{bmatrix} k_{22} & -k_{12} \\ -k_{21} & k_{11} \end{bmatrix} \frac{1}{\det K} = \begin{bmatrix} \frac{k_{22}}{k_{11}k_{22} - k_{12}k_{21}} & \frac{-k_{21}}{k_{11}k_{22} - k_{12}k_{21}} \\ \frac{-k_{21}}{k_{11}k_{22} - k_{12}k_{21}} & \frac{k_{11}}{k_{11}k_{22} - k_{12}k_{21}} \end{bmatrix} \quad 2.13$$

$$\Delta = \begin{bmatrix} \frac{k_{11}k_{22}}{k_{11}k_{22} - k_{12}k_{21}} & \frac{-k_{12}k_{21}}{k_{11}k_{22} - k_{12}k_{21}} \\ \frac{-k_{21}k_{12}}{k_{11}k_{22} - k_{12}k_{21}} & \frac{k_{11}k_{22}}{k_{11}k_{22} - k_{12}k_{21}} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \lambda_{11}\lambda_{12} \\ \lambda_{21}\lambda_{22} \end{bmatrix} \text{ maka akan didapatkan nilai } \lambda_{ij}.$$

Untuk setiap elemen RGA: Jika 1, pasangan input-output yang sesuai sempurna - tidak ada interaksi dengan loop lain. Jika 0, masukan spesifik Anda tidak memiliki efek kontrol pada output. Jika lebih besar dari 0 tetapi kurang dari 1, interaksi *close loop* meningkat. Interaksi paling berat adalah untuk RGA = 0,5. Jika lebih besar dari 1, interaksi mengurangi *gain*, yang mengarah kepada *plant* yang lebih sulit dikendalikan. Interaksi menjadi lebih berat karena jumlah meningkat. Jika negatif, maka *gain* dari loop tertutup berlawanan arah dari *gain* dari loop terbuka dan hasil pasangan tersebut seharusnya dihindari [28].

RGA dengan multiloop control system telah banyak diaplikasikan untuk mengetahui interaksi dinamik dari sebuah kompleks proses, seperti yang telah dilakukan Handogo dkk [30, 31].

2.3.2.2 Singular Value Decomposition (SVD)

Respon dinamik sistem *open loop* untuk perubahan *set point* yang berhubungan dengan titik operasi (yang berhubungan dengan konsumsi energi minimum untuk setiap konfigurasi) telah dihasilkan. Nilai respon tersebut di peroleh dari *process simulator*, dimana *step test* telah dilakukan dan didapatkan sebuah fungsi transfer dari proses. Fungsi transfer di kelompokkan menjadi sebuah fungsi matrix (G) dan di sebut *Singular Value Decomposition (SVD)*:

$$G = V \sum W^H \quad 2.14$$

dimana $\sum = \text{diag}(\sigma_1, \dots, \sigma_n)$, $\sigma_i = \text{singular value}$ dari $G = \lambda^{\frac{1}{2}}(GG^H)$; $V = (v_1, v_2, \dots)$; $V = (v_1, v_2, \dots)$ adalah matrix kiri dari *singular vectors* dan $W = (w_1, w_2, \dots)$ adalah matrix kanan dari *singular vectors*. Dua parameter yang diperhatikan σ^* minimum *singular value*, dan rasio dari maksimum dan *minimum singular value* yaitu:

$$\gamma^* = \frac{\sigma^*}{\sigma_*}$$

2.15

Minimum singular value adalah sebuah ukuran dari keterbukaan sistem dan menunjukkan sebuah ukuran dari potensi masalah sistem di bawah *feedback control*. Angka kondisi ini mencerminkan sensitivitas sistem di bawah ketidakpastian dalam parameter proses dan kesalahan pemodelan. Parameter parameter ini memberikan penilaian kualitatif dari properti teori kontrol dari desain alternatif.

Sistem dengan nilai singular minimum yang lebih tinggi dan memiliki bilangan kondisi yang lebih rendah di harapkan dapat menunjukkan dinamika kinerja terbaik di bawah *feedback control* [8]. Jimenez dkk telah menunjukkan aplikasi teknik SVD untuk membandingkan sifat sifat pengendalian struktur *thermally coupled* [32].

2.3.3 Sistem Kendali pada Konfigurasi Non Konvensional Kolom Rectifier

Sistem kendali yang terdapat pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* adalah sistem kendali *Proportional, Integral* dan *Derivative (PID)*, terdapat juga sistem kendali *Model Predictive Control (MPC)*, dan juga MPC sebagai lapisan *supervisory* dan PID sebagai lapisan *regulatory* [14].

2.3.3.1 Sistem Kendali PID

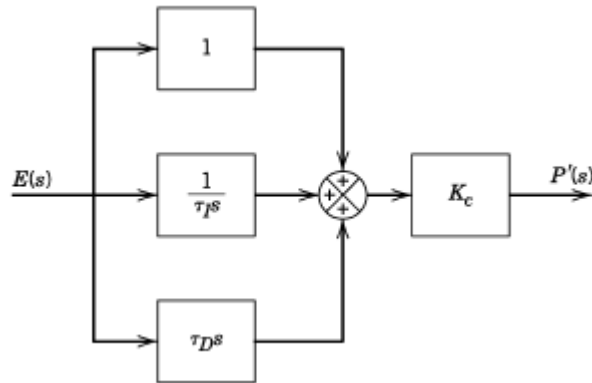
Pengendali PID adalah pengendali yang berbasis *proportional, integral, derivative*. Kendali *proportional* digunakan untuk mencapai nilai dari *set point* yang telah ditentukan, sedangkan integral digunakan untuk menghilangkan *error steady state* dan *derivative* digunakan memperkecil waktu settling. Secara matematis pengendali PID dituliskan sebagai berikut:

$$p(t) = \bar{p} + K_c \left[e(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t e(t) dt + \tau_D \frac{de(t)}{dt} \right] \quad 2.16$$

Sedangkan dalam Fungsi Transfer, sistem kendali PID dinyatakan sebagai berikut:

$$\frac{P'(s)}{E(s)} = K_c \left[1 + \frac{1}{\tau_I s} + \tau_D s \right] \quad 2.17$$

Dimana ciri khas dari struktur sistem Pengendali PID adalah sinyal *error* $e(t)$ yang digunakan untuk menghasilkan e nilai dari *proportional*, *integral*, *derivative* itu sendiri. Diagram blok umum dari kendali PID seperti pada Gambar 2.6 sebagai berikut:



Gambar 2.6 Blok Diagram Pengendali PID [9].

Tuning adalah metode untuk mencari nilai parameter dari sistem kendali, sedangkan untuk sistem kendali PID terdapat nilai parameter berupa K_c, τ_I, τ_D . Zieger-Nichols menyatakan untuk melakukan *tuning*, hal yang perlu dilakukan adalah dengan cara nilai K_c diubah-ubah sampai mencapai nilai kritis yaitu K_u atau *ultimate gain* sampai output sistem berosilasi, sedangkan periode dari osilasi yang disebut P_u atau *ultimate periode* [33].

Åström dan Hägglund menemukan nilai 2 parameter yaitu *amplitude* dan *frequency* supaya berisolasi dengan sendirinya yang dapat diprediksi dengan penurunan linearisai dari analisis ketidak linearan, sehingga nilai dari K_u atau *ultimate gain* dapat didapatkan dari sistem kendali *on-off* atau *relay* yaitu:

$$K_u = \frac{4h}{a\pi} \quad 2.18$$

dimana h adalah *amplitude* keluaran maksimum dari sistem kendali *on-off* yang menunjukkan nilai dari *operating point* dari *span*, sedangkan a adalah nilai *process variable* dari *span* [34].

Ketika parameter dari K_u dan P_u didapatkan, Tyréus-Luyben memberikan perhitungan untuk nilai parameter dari K_c, τ_I, τ_D sebagai berikut[35]:

$$K_c = \frac{K_u}{2.2} \quad 2.19$$

$$\tau_I = 2.2P_u \quad 2.20$$

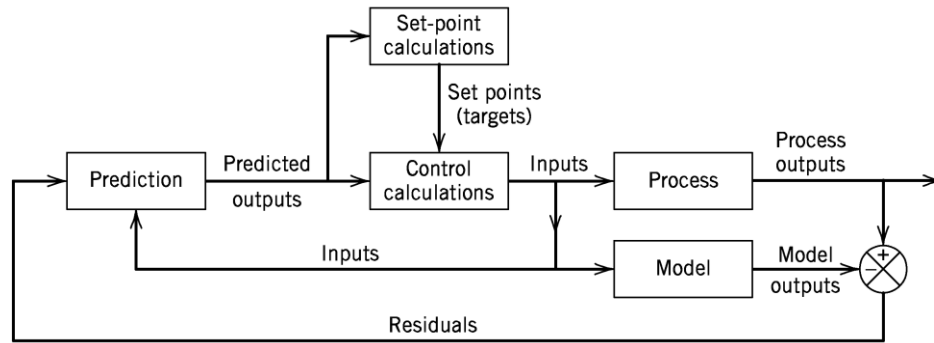
$$\tau_D = \frac{P_u}{6.3} \quad 2.21$$

2.3.3.2 Sistem Kendali *Model Predictive Control (MPC)*

MPC merupakan *advance control* yang handal dalam menyelesaikan masalah dalam sistem yang multivariable. Pada MPC, dengan menggunakan hasil pengukuran dan pemodelan sistem yang tepat, didapatkan prediksi output yang dapat mempercepat waktu sistem untuk beradaptasi dengan *set point*. Qin dan Badgewell menyatakan bahwa lebih dari 4500 perusahaan kilang minyak dan *petrochemical* menggunakan MPC untuk metode kontrol dari masalah multivariable sistem [9]. Beberapa keuntungan MPC adalah

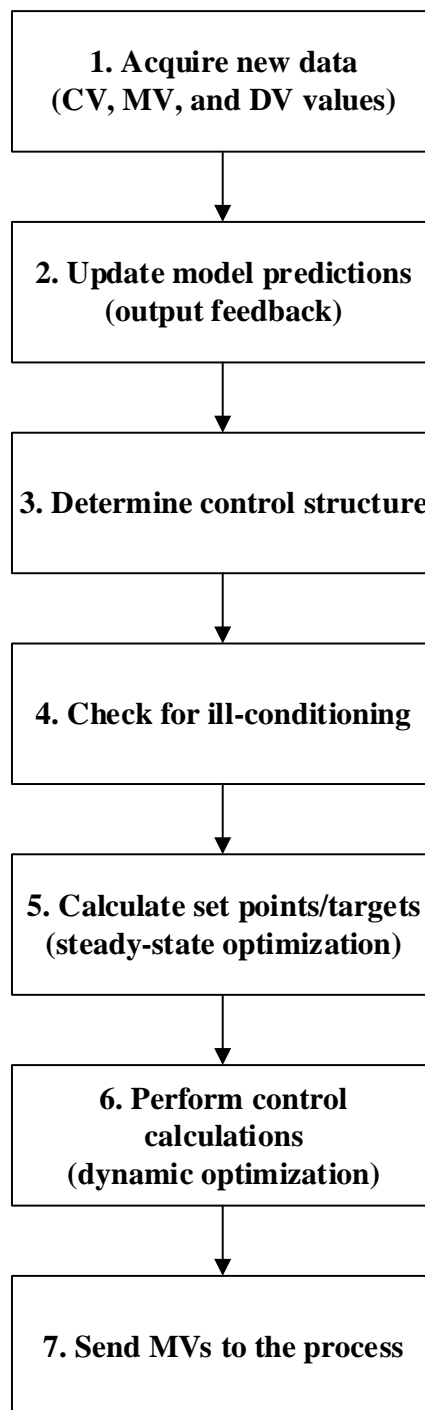
1. Model proses dari MPC dapat mengetahui interaksi statis dan dinamis dari input – output sistem.
2. *Constraints* (Batasan) pada input dan outputnya.
3. Perhitungan sinyal control dapat dikoordinasikan dengan *set point* optimumnya.
4. Model prediksi yang tepat dapat memberikan peringatan lebih dini.

Model proses memberikan nilai prediksi untuk output yang kemudian dibandingkan dengan nilai output aktual dari pengukuran menghasilkan nilai residual untuk masukkan feedback ke blok prediction. Perhitungan kontrol dan setpoint menggunakan nilai dari blok prediksi tersebut untuk dijadikan input ke dalam proses. Diagram blok sistem untuk MPC seperti Gambar 2.11 dibawah ini:



Gambar 2.7 Daigram Blok sistem MPC [9].

Set point untuk perhitungan kontrol disebut sebagai target yang dihitung untuk proses optimasi dari model state-space plant tersebut. Perhitungan MPC berdasar pada perhitungan aktual dan perhitungan prediksi untuk menghasilkan sinyal kontrol yang bisa memenuhi set point. Berikut adalah skema dari MPC. Sedangkan diagram alir dari sistem MPC adalah sebagai berikut:



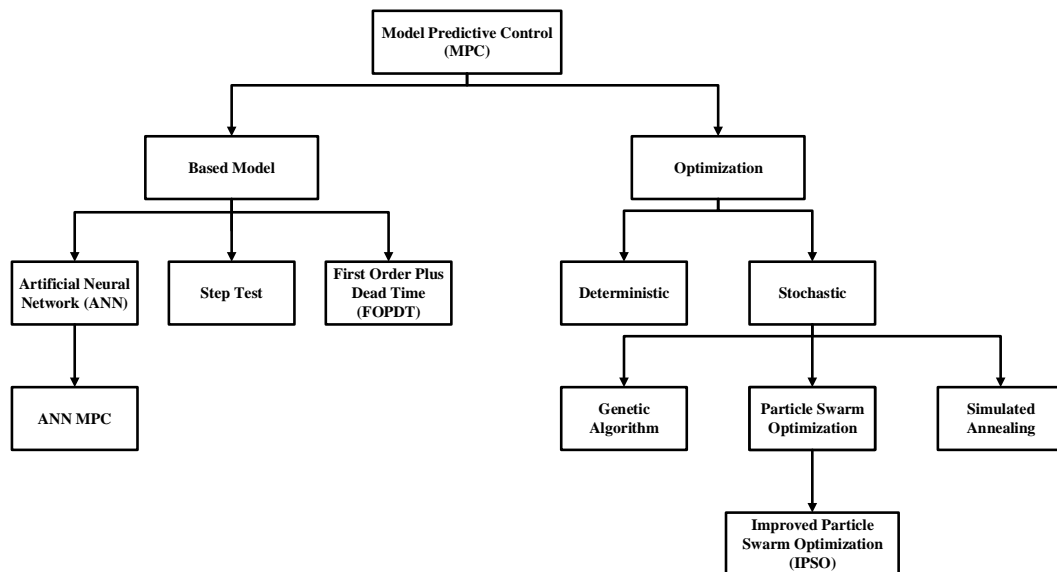
Gambar 2.8 Diagram alir sistem MPC [9].

Pada Gambar 2.8 untuk diagram alir 1, ditunjukkan tujuh langkah penting dalam perhitungan MPC, dimana ketujuh langkah tersebut secara singkat dapat menunjukkan langkah demi langkah perhitungan yang dilakukan oleh MPC untuk menghasilkan sinyal control. Langkah pertama merupakan pengambilan data awal

berupa *manipulated variable*, *controlled variable* dan *disturbance variable*. Hal ini perlu dilakukan untuk pemodelan sistem pada langkah kedua.

Langkah ketiga, setelah mendapatkan data pengukuran dan pemodelan sistem adalah membangun struktur kontrol pada MPC, dimana pada pembuatannya secara sekuensial dari satu waktu eksekusi kontrol ke waktu eksekusi kontrol berikutnya akan ada *ill – conditioning*. *Ill conditioning* adalah suatu keadaan dimana terdapat gain matrix yang sama pada output yang berbeda. Kemudian pada langkah kelima, keenam dan ke tujuh adalah perhitungan *set point* dan kontrol yang kemudian dikirim ke aktuator untuk memanipulasi sistem plant.

Penelitian tentang *Model Predictive Control (MPC)* berfokus pada 2 hal yaitu penelitian tentang model dan penelitian tentang optimisasi. Seperti pada diagram alir dibawah ini:



Gambar 2.9 Diagram Alir Penelitian MPC.

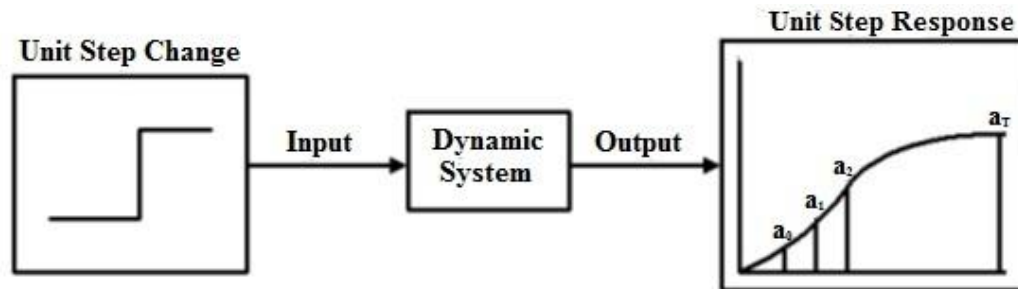
Penelitian tentang model berfokus pada algoritma model yang akan digunakan untuk memprediksi nilai prediksi untuk output yang kemudian dibandingkan dengan nilai output aktual dari pengukuran. Sedangkan penelitian tentang optimisasi adalah berfokus pada bagaimana cara mendapatkan nilai optimal untuk parameter pada sistem kendali MPC seperti nilai *predictive horizon*, *control horizon*, *gamma U* dan *gamma Y*.

Perhitungan dalam *Model Predictive Control (MPC)* memakai banyak algoritma, yang algoritma tersebut digunakan untuk menentukan *control law* dalam MPC. Algoritma tersebut adalah *Dyanamic Matrix Control (DMC)*, *Generalized Predictive Control (GPC)* dan *Model Algorithmic Control (MAC)*. Dari keseluruhan algoritma itu yang sering dipakai adalah DMC [36, 37].

2.3.3.2.1 MPC dengan *Dynamic Matrix Control (DMC)*

Banyak algoritma yang dipakai untuk perhitungan MPC dan yang sering dipakai adalah *Dynamic Matrix Control (DMC)* dan *Model Algorithmic Control (MAC)* yang kedua algoritma tersbut berdasarkan optimasi dari fungsi objektif kuadrat yaitu melibatkan perhitungan eror dan keluaran dari prediksi [37].

Untuk perhitungan *Dynamic Matric Control (DMC)* pada Aspen Hysys, misalkan $a_0, a_1, a_2, \dots, a_T$ adalah fungsi *unit step response* yang didapatkan dari *open loop* dari sebuah dinamika proses. Seperti pada Gambar 2.10 berikut:



Implementation Of a Unit Step Change to a Dynamic System

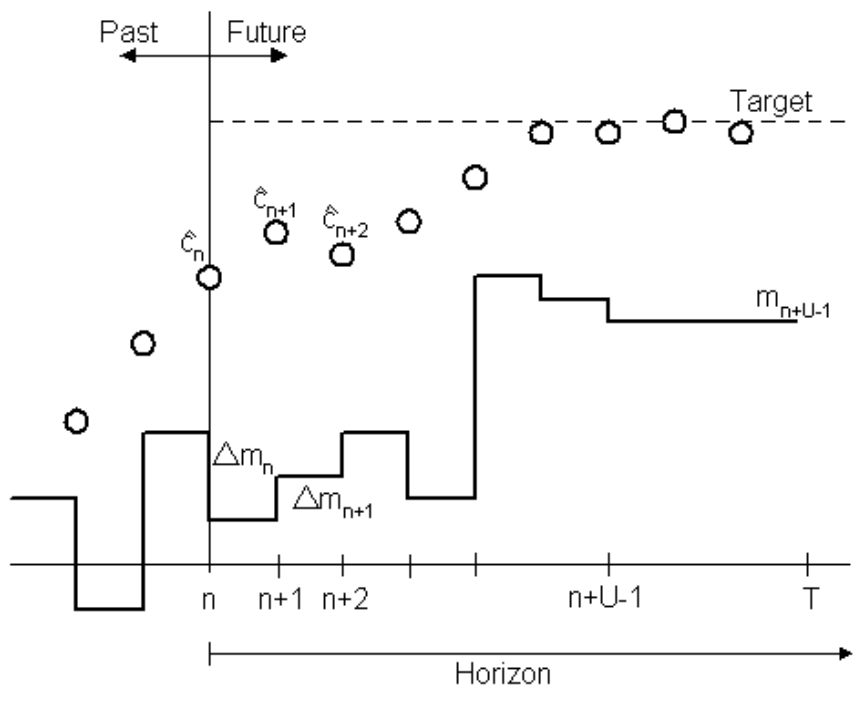
Gambar 2.10 Fungsi *unit step response* yang didapatkan dari *open loop* dari sebuah dinamika proses

Dari Gambar 2.10 diatas, kita bisa didefinisikan $a_i = 0$ untuk $i \leq 0$ sebagai bentuk dari *unit step response* yang merupakan hasil dari perubahan input yaitu Δm . Misalkan c_n adalah keluaran aktual dan \hat{c}_n adalah nilai dari hasil prediksi, sedangkan m_n nilai dari hasil *manipulated variable* pada n th pada interval sampling

tertentu. Jika tidak ada eror pada model dan tidak ada *disturbance* pada c_n dan \hat{c}_n maka:

$$\hat{c}_n = c_n \quad 2.22$$

Jika didefinisikan $\Delta m_i = m_i - m_{i-1}$ maka konvolusi model dari fungsi *single unit step response* dari sistem *open loop* seperti pada Gambar 2.11 berikut ini:



Gambar 2.11 Konvolusi model dari fungsi *single unit step response* dari sistem *open loop* [37].

Sehingga dapat dituliskan sebagai berikut:

$$c_{n+1} = c_0 + \sum_{i=1}^T a_i \Delta m_{n+1-i} \quad 2.23$$

dan jika dalam bentuk diskrit maka akan bisa dituliskan sebagai berikut:

$$c_{n+1} = c_0 + \sum_{i=1}^T h_i m_{n+1-i} \quad 2.24$$

dimana h_i adalah koefisien dari *impulse response*, maka *shifting model* dari waktu yang telah digeser ke depan adalah sebagai berikut:

$$c_n = c_0 + \sum_{i=1}^T h_i m_{n-i} \quad 2.25$$

dan jika dituliskan dengan menggabungkan ke dua persamaan diatas dengan menambahkan perubahan *increment* yaitu Δm maka persamaan menjadi:

$$c_{n+1} = c_n + \sum_{i=1}^T h_i \Delta m_{n+1-i} \quad 2.26$$

Untuk menuliskan koreksi dari pengaruh eror model sehingga koreksi untuk keluaran prediksi menjadi yaitu c_{n+1}^* yang digunakan menjadi model, dan membandingkan nilai c_{n+1}^* dan \hat{c}_n maka persamaan menjadi sebagai berikut:

$$c_{n+1}^* = c_n + \sum_{i=1}^T h_i \Delta m_{n+1-i} \quad 2.27$$

Untuk *control horizon* (U) dan untuk *predictive horizon* (V) maka persamaan menjadi:

$$c_{n+j}^* = c_{n+j-1}^* + \sum_{i=1}^T h_i \Delta m_{n+j-i} \quad 2.28$$

untuk $j = 1, 2, \dots, V$ dan jika dengan *control horizon* (U) maka persamaan lengkap bisa ditulis dalam bentuk sebuah vektor matrix sebagai berikut:

$$\begin{bmatrix} C_{n+1}^* \\ C_{n+2}^* \\ C_{n+3}^* \\ \vdots \\ C_{n+V}^* \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_1 & 0 & 0 & \cdots & 0 \\ a_2 & 0 & 0 & & 0 \\ a_3 & 0 & 0 & & 0 \\ \vdots & & & & \\ a_V & a_{V-1} & a_{V-2} & \cdots & a_{V-U+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta m_n \\ \Delta m_{n+1} \\ \Delta m_{n+2} \\ \vdots \\ \Delta m_{n+U-1} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} c_n + P_1 \\ c_n + P_2 \\ c_n + P_3 \\ \vdots \\ c_n + P_V \end{bmatrix} \quad 2.29$$

dimana:

$$a_i = \sum_{j=1}^i h_j$$

$$P_i = \sum_{j=1}^i S_j \quad \text{untuk } i = 1, 2, \dots, V$$

dan

$$S_i = \sum_{j=1}^T h_i \Delta m_{n+j-1} \quad \text{untuk } i = 1, 2, \dots, V$$

Tujuan dari sistem kendali ini adalah untuk menghitung *manipulated variables* untuk memastikan nilai respon dari prediksi mempunyai nilai yang pasti atau nilai prediksi sangat mendekati nilai dari *set points*.

Oleh karena itu setiap sampling dari aksi respon sistem kendali dan respon prediksi akan dibandingkan dengan nilai dari respon aktual. Jika nilai dari *set point rejectory* atau nilai set point yang diinginkan untuk waktu sebanyak nilai dari *predictive horizon* (V) kali maka *set point rejectory* bisa dituliskan r_{n+j} , untuk $j = 1, 2, \dots, V$, sehingga persamaan menjadi sebagai berikut:

$$\hat{E} = -A\Delta m + \hat{E}' \quad \text{2.30}$$

dimana,

A adalah matrix triangular yang dimensinya adalah $V \times U$.

Δm adalah matrix vector $U \times 1$ dari pergerakan *future control*.

\hat{E} adalah *close loop system* dan

\hat{E}' adalah *open loop system*

sehingga \hat{E}, \hat{E}' didefinisikan sebagai berikut:

$$\hat{E} = \begin{bmatrix} r_{n+1} - c_{n+1}^* \\ r_{n+2} - c_{n+2}^* \\ \cdot \\ \cdot \\ \cdot \\ r_{n+V} - c_{n+V}^* \end{bmatrix} \quad \text{dan} \quad \hat{E}' = \begin{bmatrix} E_n - P_1 \\ E_n - P_2 \\ \cdot \\ \cdot \\ \cdot \\ E_n - P_V \end{bmatrix}$$

jika nilai dari keluaran prediksi trajektori untuk sistem *close loop* adalah sama dengan nilai trajektori yang diinginkan atau istilah lain adalah

$$\hat{E} = \begin{bmatrix} r_{n+1} - c_{n+1}^* \\ r_{n+2} - c_{n+2}^* \\ \cdot \\ \cdot \\ \cdot \\ r_{n+V} - c_{n+V}^* \end{bmatrix} = 0$$

maka nilai dari Δm dapat dicari dengan cara sebagai berikut:

$$\Delta m = (A)^{-1} \hat{E} \quad 2.31$$

2.3.3.2.2 Model pada Model Predictive Control (MPC)

Banyak penelitian MPC yang befokus pada model sperti model *step test*, *model First Order Plus Dead Time*, dan *Artificial Neural Network (ANN)*.

2.3.3.2.2.1 Model dengan *step test*

Model dengan *step test* adalah model yang didapatkan dengan membuat *controller* menjadi *open loop* dan mengganti bukaan *valve* dengan menambahkan nilai 5% atau 10 %. Model diperoleh dengan merekam nilai *process variable* dari hasil bukaan *valve* yang 5%, kemudian dengan memasukkan nilai *processs variable* tersebut dengan waktu *sampling* tertentu sampai proses tadi berubah menjadi ke kondisi *steady state* yang baru lagi seperti pada persamaan berikut:

$$G_{11} = \begin{bmatrix} a_0 \\ a_1 \\ a_2 \\ \vdots \\ a_n \end{bmatrix} \quad G_{12} = \begin{bmatrix} b_0 \\ b_1 \\ b_2 \\ \vdots \\ b_n \end{bmatrix} \quad 2.32$$

2.3.3.2.2.2 Model dengan *Fisrt Order Plus Dead Time (FOPDT)*

Banyak proses secara umum dapat didiskripsikan sebagai persamaan orde satu. Model tersebut dikembangkan dengan memberikan hubungan dinamis antara variabel input dan variabel output. Untuk menentukan sebuah model empirik yang linear dari sebuah proses adalah dengan mencari parameter seperti (time constant dan gain) yang dapat ditentukan dengan *step response* data pada kondisi open loop dengan cara membuka *control valve* atau *manipulated variable* sebesar 5% kemudian merecord data dari *process variable* dengan sampling tertentu, kemudian membuat grafik atau kurva dari data tersebut. Adapun langkah-langkah untuk membuat grafik atau kurva dari data proses tersebut adalah sebagai berikut:

1. Mengkondisikan proses untuk mencapai kondisi steady
2. Membuat *controller* menjadi manual.
3. Memberikan perubahan step pada *manipulated variable* atau *control valve* sebesar 5% atau 10%.
4. Merekam response dari *manipulated variable* dan *process variable* sampai proses mencapai keadaan steady kembali
5. Menjalankan perhitungan dengan metode kurva reaksi proses.

Bentuk persamaan pendekatan FOPDT dapat dituliskan sebagai berikut:

$$G(s) = \frac{K_p}{\tau s + 1} e^{-\theta s} \quad 2.33$$

$$K_p = \frac{\Delta}{\delta} \quad 2.34$$

$$\tau = 1.5(t_{63\%} - t_{28\%}) \quad 2.35$$

$$\theta = t_{63\%} - \tau \quad 2.36$$

Nilai yang dibuat untuk keperluan grafik dapat berhubungan dengan parameter model berdasarkan pada persamaan sebagai berikut:

$$Y'(t) = K_p \cdot \delta \left(1 - e^{-\left(\frac{t-\theta}{\tau}\right)} \right) \quad 2.37$$

dimana:

K_p : gain steady state

$Y'(t)$: fungsi alih dalam domain waktu

Δ : perubahan steady state pada variabel proses

δ : perubahan step pada masukan

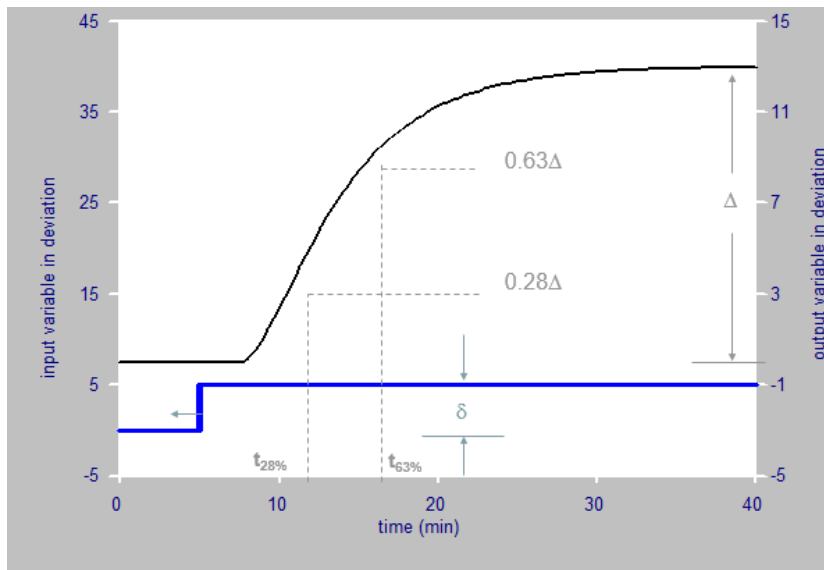
$t_{63\%}$: nilai variabel proses ketika mencapai 63% dari nilai akhir

$t_{28\%}$: nilai variabel proses ketika mencapai 28% dari nilai akhir

τ : time constant

θ : Dead time

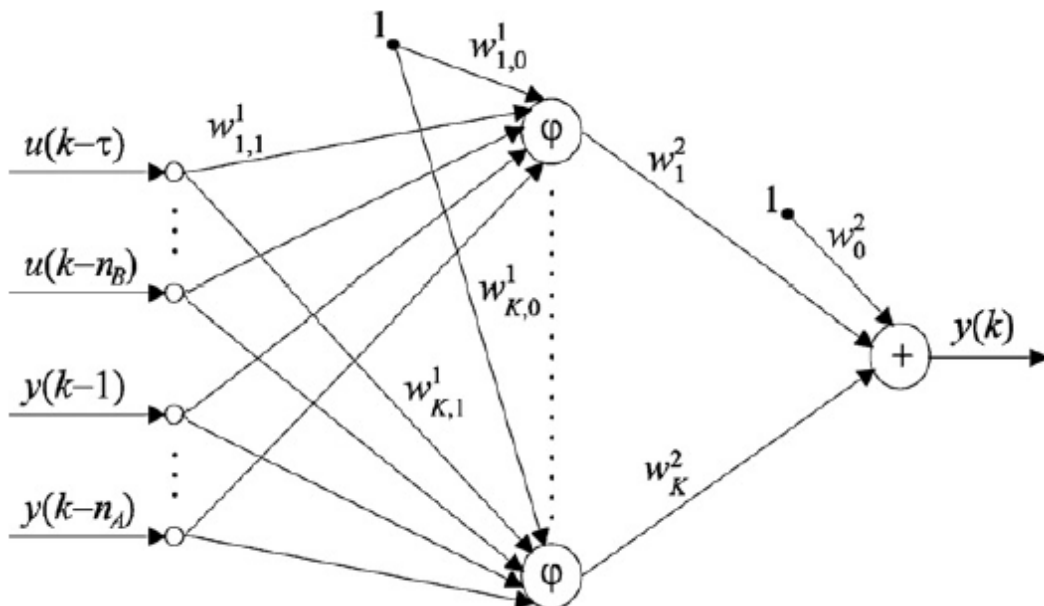
Gambar 2.12 berikut adalah gambar response grafik ketika diberikan masukan *step test*:



Gambar 2.12 Respons proses ketika diberikan masukan *step test* [38].

2.3.3.2.2.3 Model dengan *Artificial Neural Network* (ANN)

Model dengan ANN adalah model dimana nilai prediksi keluaran dan nilai sinyal masukan dimodelkan dengan ke dalam bentuk *neural network* seperti pada Gambar 2.13 berikut:



Gambar 2.13 Model *neural network* dari nilai kluaran prediksi dan sinyal masukan.

Nilai keluaran prediksi $\hat{y}(k+p|k)$ dituliskan sebagai fungsi dari $\hat{y}(k) = f(u(k-\tau), \dots, u(k-n_B), y(k-1), \dots, y(k-n_A))$ dan $z_i(k) = w_{i,0}^1 + \sum_{j=1}^{I_u} w_{i,j}^1 u(k-\tau+1-j) + \sum_{j=1}^{n_A} w_{i,I_u}^1 y(k-j)$ maka Nilai keluaran prediksi $\hat{y}(k+p|k)$ didapatkan nilai akhir: $\hat{y}(k+p|k) = w_0^2 + \sum_{i=1}^K w_i^2 \phi(z_i(k+p|k))$ [16].

2.3.3.2.3 Tuning Model Predictive Control (MPC)

Dalam perhitungan *Model Predictive Control (MPC)* pada Aspen Hysys terdapat permasalahan tentang *tuning* yaitu untuk mencari nilai dari *predictive horizon* dan *control horizon*. Untuk nilai *predictive horizon* secara *heuristic* adalah dalam rentang nilai 20-50, sedangkan untuk *control horizon* adalah 1/4 atau 1/3 dari nilai *predictive horizon* [39, 40].

Iterasi perhitungan control dibatasi oleh nilai *prediction horizon* (V) dan *control horizon* (U). Pergerakan sinyal control sebanyak U kali dan hasilnya diulang sebanyak V kali. Semakin besar nilai U akan membuat MPC lebih agresif, sebaliknya semakin besar nilai V akan membuat MPC lebih lambat [41].

Sedangkan permasalahan tentang optimasi dari *Model Predictive Control (MPC)* yaitu sebuah fungsi objektif yang terdiri dari fungsi *reference trajectory* dan *future control move* sebagai berikut:

$$J[\Delta m] = \hat{E}^T \Gamma_u \hat{E} + \Delta m^T \Gamma_y \Delta m$$

2.38

dari hasil meminimalkan J didapatkan nilai perhitungan control Δm :

$$\Delta m = (A^T \Gamma_u A + \Gamma_y)^{-1} A^T \Gamma_u \hat{E} = K_c \hat{E} \quad 2.39$$

dengan

$K_c = (A^T A)^{-1} A^T$ adalah matrix dari *feedback gains* dengan dimensi nilai *predictive horizon* (V) dan *control horizon* (U).

K_c adalah *pseudo invers matrix*.

Γ_u adalah matrix *weighting* untuk *predictive horizon*.

Γ_y adalah matrix *weighting* untuk *control horizon*.

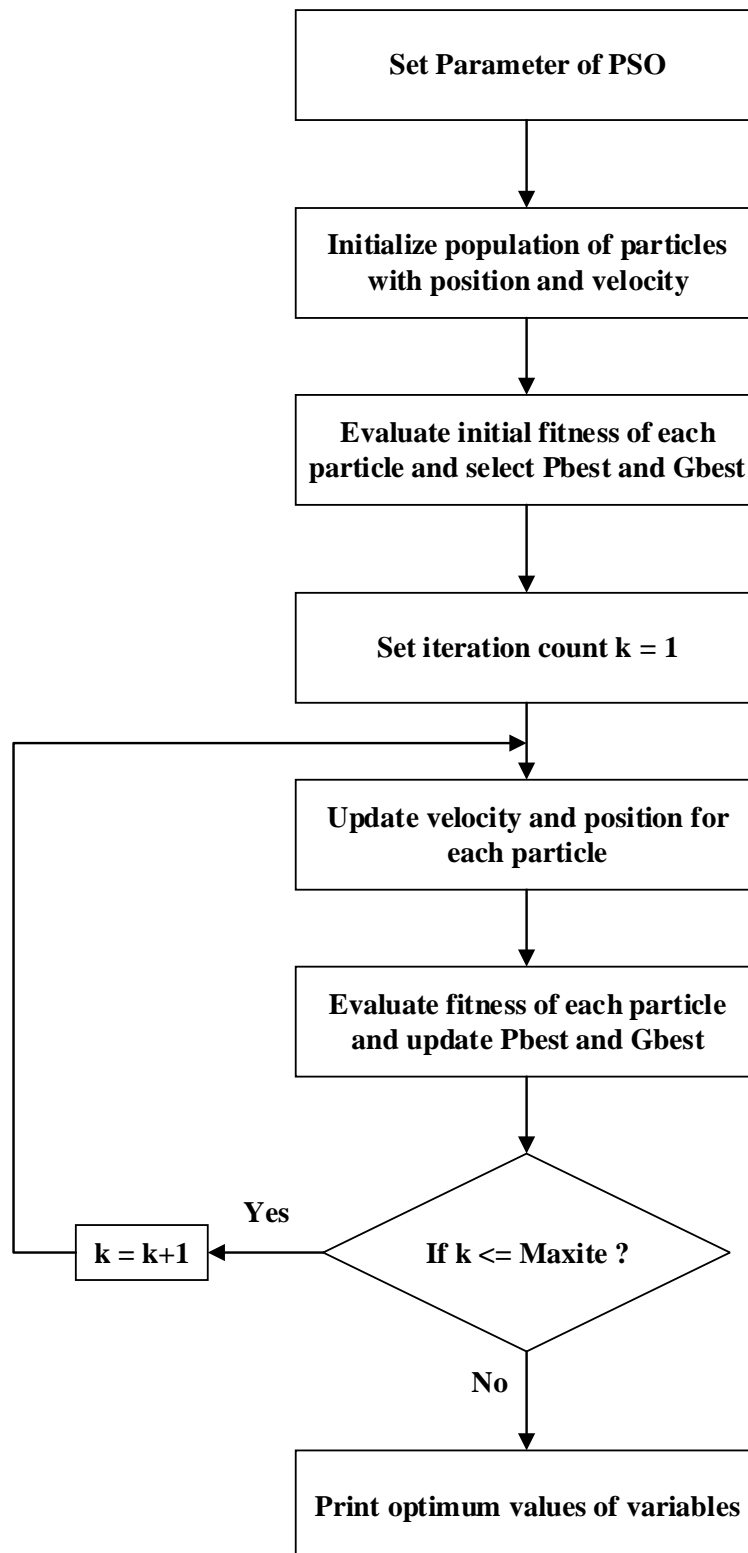
Oleh karena itu dari fungsi Objektif *Model Predictive Control (MPC)* bisa dilakukan sebuah optimasi agar didapatkan nilai optimal dari Γ_u yaitu matrix *weighting* untuk *predictive horizon* dan untuk Γ_y yaitu matrix *weighting* untuk *control horizon*. Optimasi bisa dilakukan dengan berbagai cara, salah satunya dengan melakukan *stochastic global optimization* yaitu *Particle Swarm Optimization (PSO)* [42, 43].

2.3.3.2.3.1 Tuning dengan *Particle Swarm Optimization (PSO)*

Particle Swarm Optimization (PSO) adalah suatu metode algoritma berbasis populasi yang terinspirasi dari gerakan sekumpulan hewan yang mencari lokasi makanan mereka [17-21, 44, 45]. Dalam PSO, sekumpulan hewan tersebut dikatakan sebagai partikel, dimana masing – masing partikel mempunyai posisi vektor koordinat yang dipengaruhi oleh kecepatan partikel itu sendiri. Kemudian, setiap posisi partikel dalam PSO dievaluasi oleh fungsi objektif [44]. *Particle Swarm Optimization (PSO)* merupakan salah satu metode optimasi yang berbasis stokastik, dimana metode tersebut dapat mencari solusi terbaik tanpa terjebak dalam *local optimization*, sehingga akan langsung tercapai nilai yang merupakan solusi *global* [46]. Fungsi objektif merupakan hal yang perlu diperhatikan dalam pembuatan algoritma PSO, dari fungsi objektif tersebut dapat dicari apakah PSO telah menemukan solusi yang konvergen atau belum dengan cara membandingkan antara hasil yang sekarang dengan hasil dari iterasi sebelumnya dengan fungsi *fitness* sebagai berikut:

$$f' = \frac{f(Gbest(t)) - f(Gbest(t-1))}{f(Gbest(t))} \quad 2.40$$

Untuk proses algoritma PSO adalah sebagai berikut:



Gambar 2.14 Diagram alir perhitungan PSO [44].

PSO mempunyai perhitungan untuk memperbarui kecepatan dan posisi, seperti persamaan berikut:

$$v_{k+1}(i) = \omega v_k(i) + rand_1 c_1 (P_{best}(i) - x_k(i)) + rand_2 c_2 (G_{best}(i) - x_k(i)) \quad 2.41$$

$$x_{k+1}(i) = x_k(i) + v_{k+1}(i) \quad 2.42$$

dimana:

$v_{k+1}(i)$ adalah *update* kecepatan dari partikel,

$v_k(i)$ adalah kecepatan yang sekarang dari partikel,

$x_k(i)$ adalah posisi sekarang dari partikel,

$x_{k+1}(i)$ *update* posisi dari partikel,

ω adalah inertia weight,

$rand_1$ dan $rand_2$ adalah bilangan acak,

c_1 dan c_2 bilangan acceleration weight,

$P_{best}(i)$ adalah posisi sekarang untuk partikel individu dimana nilai terbaik telah didapatkan,

$G_{best}(i)$ adalah posisi sekarang dari semua kelompok partikel dimana nilai terbaik didapatkan.

PSO telah banyak dilakukan modifikasi untuk perbaikan pencarian nilai yang terbaik terutama penentuan nilai *weighting factor*. Seperti yang dilakukan oleh Shi dkk dengan persamaan berikut [47]:

$$\omega = (\omega_1 - \omega_2) \times \frac{(\max \text{ iter} - \text{iter})}{\max \text{ iter}} + \omega_2 \quad 2.43$$

Sedangkan Ranaweera mengusulkan persamaan sebagai berikut [19]:

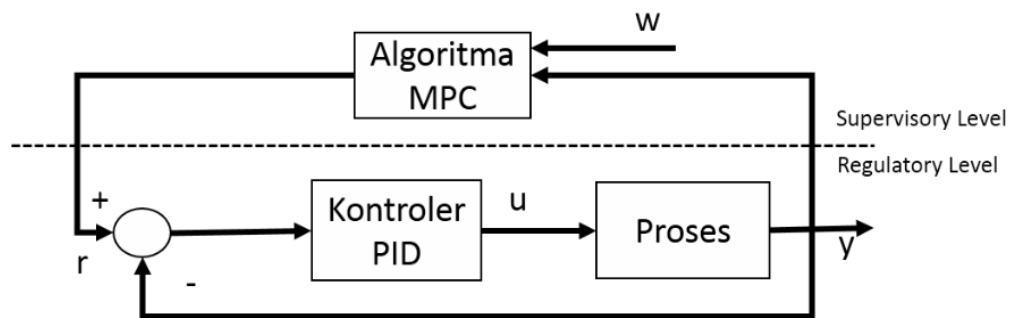
$$\omega = 0.5 + \frac{rand()}{2} \quad 2.44$$

Oleh karena itu untuk fungsi objektif pada MPC seperti pada persamaan 2.38, dimana MPC dapat dioptimalkan dengan mencari nilai *weighting* dari Γ_u dan Γ_y dengan metode *Improved Particle Swarm Optimization (IPSO)* karena diharapkan dengan IPSO yang merupakan salah satu metode optimasi yang berbasis stokastik yaitu metode yang menggunakan bilangan acak agar solusi yang diperoleh

adalah solusi global bukan solusi yang lokal, dan IPSO juga terbukti dapat menentukan nilai parameter *weighting* untuk MPC dengan cepat [42, 48].

2.3.3.2.4 *Model Predictive Control (MPC) sebagai Supervisory Layer*

Model Predictive Control (MPC) bisa diterapkan pada lapisan *supervisory* dengan lapisan *regulatory* merupakan pengendali PID. Sistem pengendali PID akan menerima perubahan *setpoint* optimal yang dihasilkan lapisan *supervisory*. Perubahan yang diberikan lapisan *supervisory* tidak mengubah parameter-parameter yang terdapat pada lapisan *regulatory*. *Model Predictive Control (MPC)* sebagai *supervisory layer* dan *regulatory layer* dapat dilihat seperti pada Gambar 2.15 berikut ini:

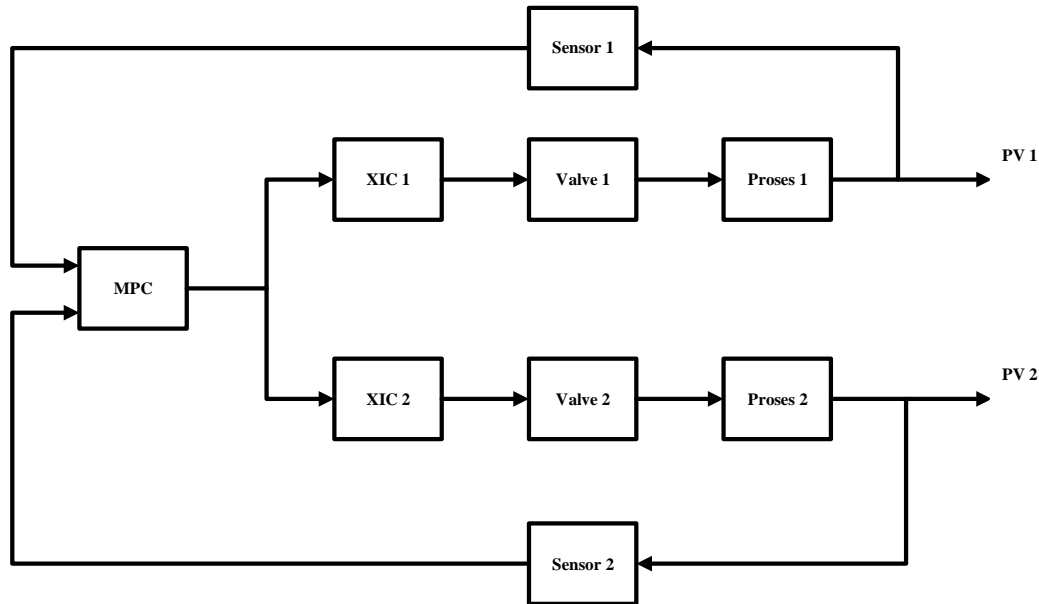


Gambar 2.15 Skema Lapisan sistem kendali untuk *Model Predictive Control (MPC)* sebagai *Supervisory Layer*.

Pada bagian lapisan *supervisory*, *Model Predictive Control (MPC)* terdiri dari sistem *Multiple Input Multiple Output (MIMO)* 2x2, yaitu 2 *process variables* dan 2 *manipulated variables*. *Process variables* tersebut adalah *methane* pada produk atas kolom *rectifier* dan *ethane* pada produk atas kolom utama. *Manipulated variables* tersebut sistem kendali PID pada lapisan *regulatory* yang pertama dan sistem kendali PID pada lapisan *regulatory* yang pertama.

Pada bagian lapisan *regulatory* yang pertama adalah sistem kendali PID pada untuk kontrol komposisi dengan *process variable* adalah *methane* pada produk atas kolom *rectifier* dengan membuat *control valve* pada *reflux* dari kolom *rectifier* sebagai *manipulated variable*. Sedangkan bagian lapisan *regulatory* yang kedua adalah sistem kendali PID pada untuk kontrol komposisi dengan *process variable*

adalah *ethane* pada produk atas kolom utama dengan membuat *control valve* pada *reflux* dari kolom *rectifier* sebagai *manipulated variable*. Seperti pada Gambar 2.16 dibawah ini:



Gambar 2.16 MPC sebagai *supervisory layer*.

2.3.4 Integral Error

Ada banyak *performance criteria* yang dapat digunakan untuk menyatakan performansi dari suatu sistem kendali. Salah satu kriteria yang sangat tersebut adalah kriteria *integral error*. Dalam kriteria *integral error* terdapat tiga jenis yang sangat populer. Tiga jenis tersebut adalah:

1. *Integral Absoulute Error (IAE)*

Integral Absolute Error (IAE) didefinisikan sebagai berikut:

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad 2.45$$

dimana, $e(t)$ adalah fungsi error yaitu selisih antar *set points* dikurangi dengan *process variables*.

2. *Integral Squared Error (ISE)*

Integral Squared Error (ISE) didefinisikan sebagai berikut:

$$ISE = \int_0^{\infty} e^2(t) dt \quad 2.46$$

3. *Integral Time Absolute Error (ITAE)*

Integral Time Absolute Error (ITAE) didefinisikan sebagai berikut:

$$ITAE = \int_0^{\infty} t |e(t)| dt \quad 2.47$$

Dari ketiga kriteria tersebut yang sering dipakai adalah *Integral Absolute Error (IAE)* karena nilai IAE menunjukkan hasil perhitungan kriteria yang terletak diantara *Integral Squared Error (ISE)* dan *Integral Time Absolute Error (ITAE)* [9]. Untuk *Model Predictive Control (MPC)* kriteria yang juga dapat mencerminkan performansi tersebut juga *Integral Absolute Error (IAE)* [43].

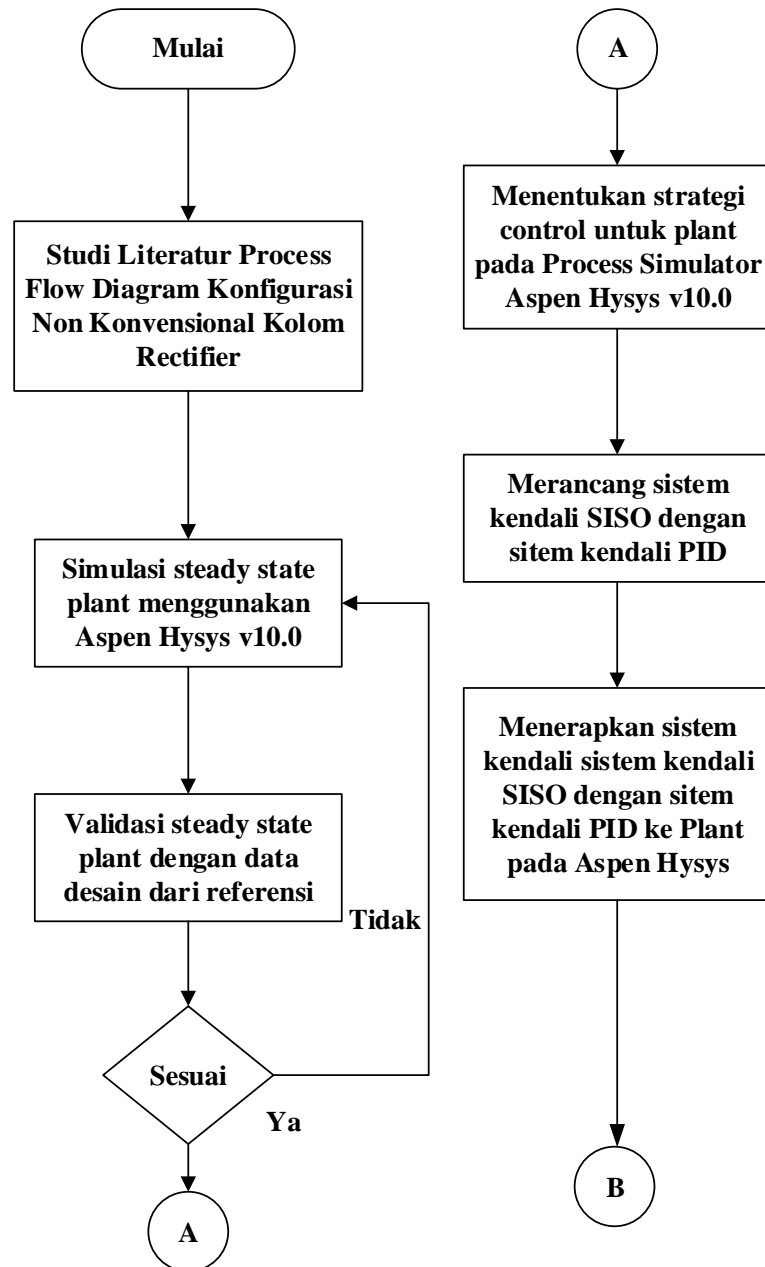
(HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN)

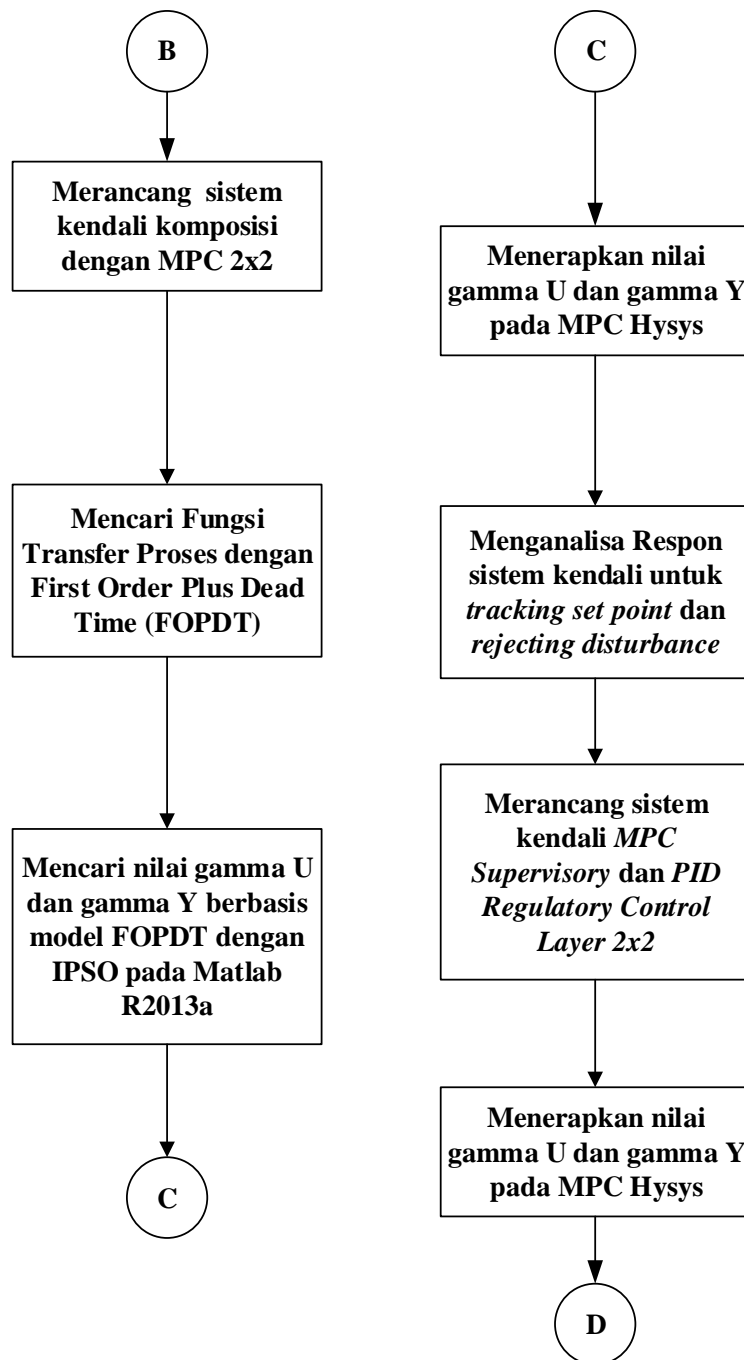
BAB 3

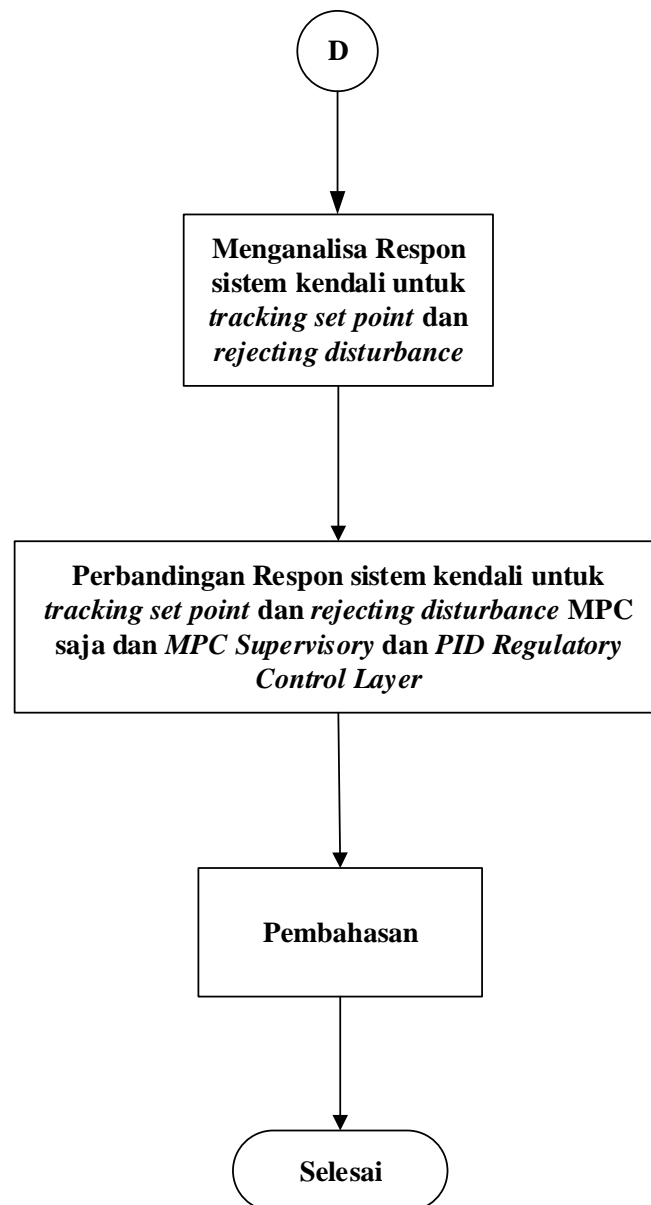
METODA PENELITIAN

3.1 Metodologi Penelitian

Metoda Penelitian yang akan dilakukan adalah seperti pada Gambar 3.1 dibawah ini:







Gambar 3.1 Diagram alir penelitian.

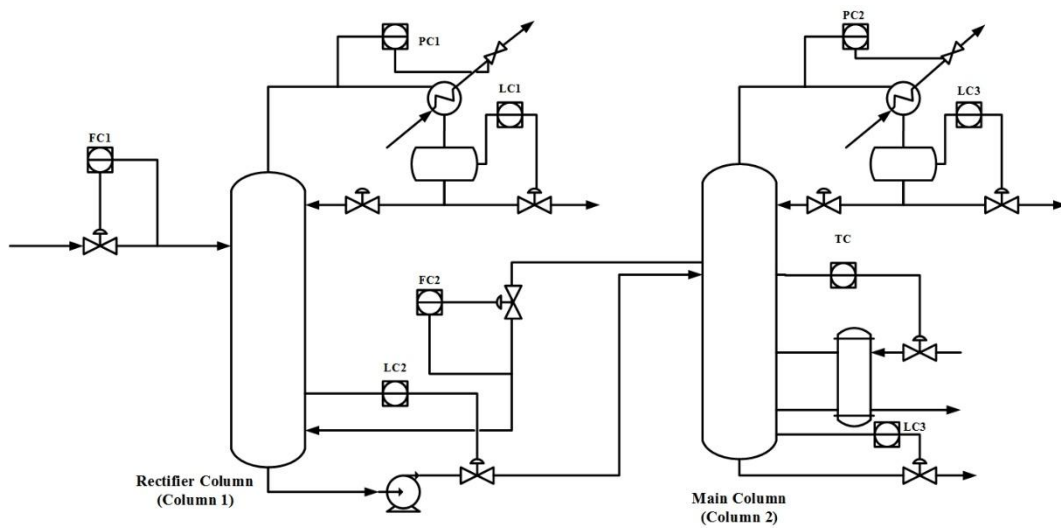
3.2 Simulasi *Steady State* Konfigurasi Non Konvensional Kolom *Rectifier*.

Perancangan simulasi kondisi *steady state* konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* didahului dengan melakukan studi literatur tentang plant yaitu konfigurasi non konvensional kolom *rectifier*, Kemudian dilanjutkan dengan validasi kondisi *steady state* referensi dengan menggunakan Aspen Hysys v10.0. Berikut merupakan tahapan simulasi *steady state*:

1. Menyusun struktur *Process Flow Diagram (PFD)* pada *flow sheet* Aspen Hysys v10.0. yang disesuaikan dengan PFD yang ada di literatur, yaitu semua unit operasi seperti kolom distilasi, *condensor*, *reboiler*, *vessel*, dan sebagainya.
2. Menambahkan semua *stream* yang ada pada sistem yang menghubungkan setiap unit operasi. *Fluid package* yang dipakai dalam Aspen Hysys adalah Peng-Robinson.
3. Menambahkan *flow changer* berupa *valve*, *pump* dan *compressor* pada setiap *stream* yang membutuhkan.
4. Melakukan input data setiap *stream*.
5. Melakukan *run* saat data telah dilengkapi. Apabila hasil tidak konvergen, maka perlu mengecek bagian alat atau aliran yang terdapat *warning* atau *error*. Apabila hasil telah konvergen, maka dilakukan validasi data antara hasil simulasi dan literatur.

3.3 Perancangan Strategi Pengendalian Proses pada Plant

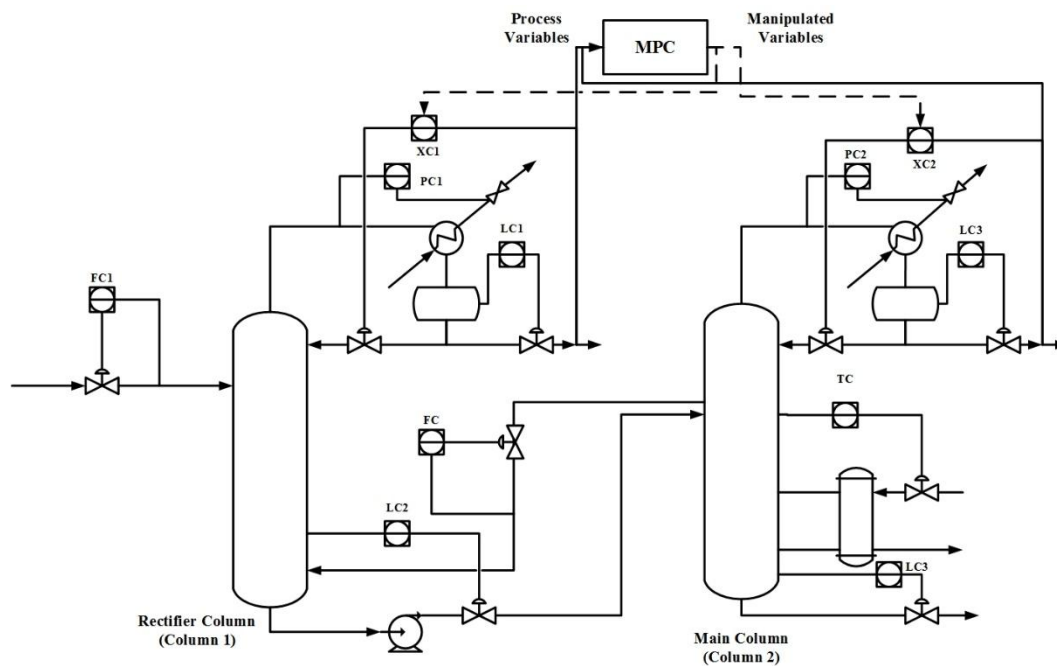
Perancangan konfigurasi pengendalian proses pada non konvensional kolom *rectifier* didahului dengan menentukan pengendalian proses dasar yaitu *flow*, *level* dan *pressure* dengan sistem SISO menggunakan sistem kendali PID. Sistem kendali *flow* dan *level* digunakan mengendalikan plant agar terjaga kesetimbangan massanya, dan sistem kendali *pressure* digunakan untuk mengendalikan kesetimbangan panasnya. Seperti Gambar 3.2 dibawah ini:



Gambar 3.2 Strategi Kendali PID Konvensional pada plant.

3.4 Perancangan Strategi Pengendalian Proses pada Plant dengan MPC

Perancangan konfigurasi pengendalian proses pada non konvensional kolom *rectifier* dengan MPC didahului dengan menerapkan strategi kendali komposisi dengan sistem kendali MPC 2x2, yaitu dengan menetapkan *mole fraction* dari *methane* pada produk atas kolom pertama dan *mole fraction* dari *ethane* pada produk atas kolom kedua sebagai *process variables* dan *valve reflux* dari kolom pertama dan kedua sebagai *manipulated variables* (OP pada Aspen Hysys) seperti pada Gambar 3.3 dibawah ini:

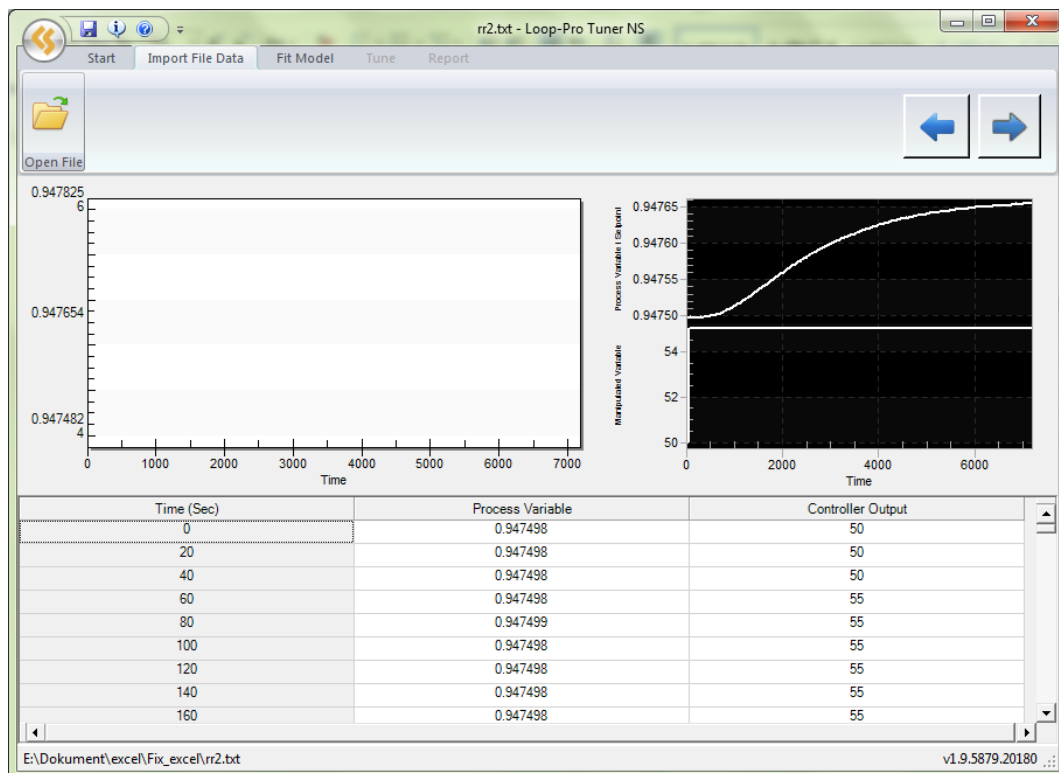


Gambar 3.3 Strategi sistem pengendalian komposisi dengan MPC.

3.5 Penentuan Nilai Gamma U dan Gamma Y pada Aspen Hysys v10.0

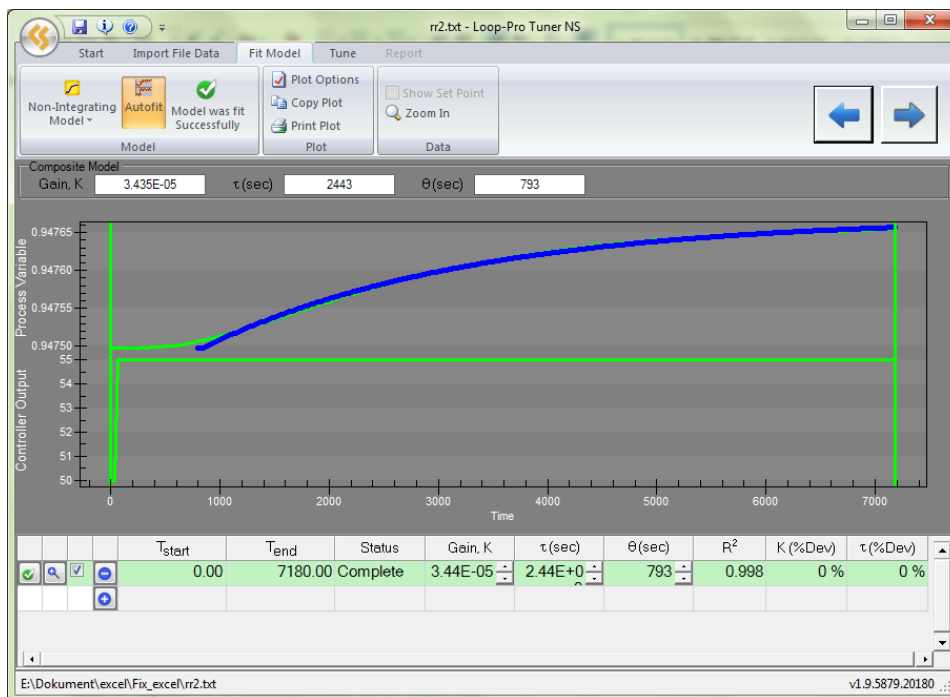
Penentuan nilai gamma U dan Gamma Y pada Aspen Hysys v10.0 didahului dengan melakukan optimasi *objective function* pada MPC dengan IPSO menggunakan *Matlab R2013a*. Sebelum melakukan optimasi dibutuhkan model *First Order Plus Dead Time (FOPDT)* yaitu dengan melakukan *step test* dengan membuka bukaan *valve* sebesar 5% dan merekam hasil perubahan dari *process variables*. Kemudian dengan bantuan dari *software loop pro tuner* yang *free version* dimana *software* tersebut digunakan untuk mencari bentuk FOPDT dengan tahapan sebagai berikut:

1. Membuat file .csv pada Aspen Hysys kemudian memindahkan data kedalam bentuk .txt yang mana file .txt dimasukkan kedalam *software loop pro tuner* seperti pada Gambar 3.4 berikut ini:



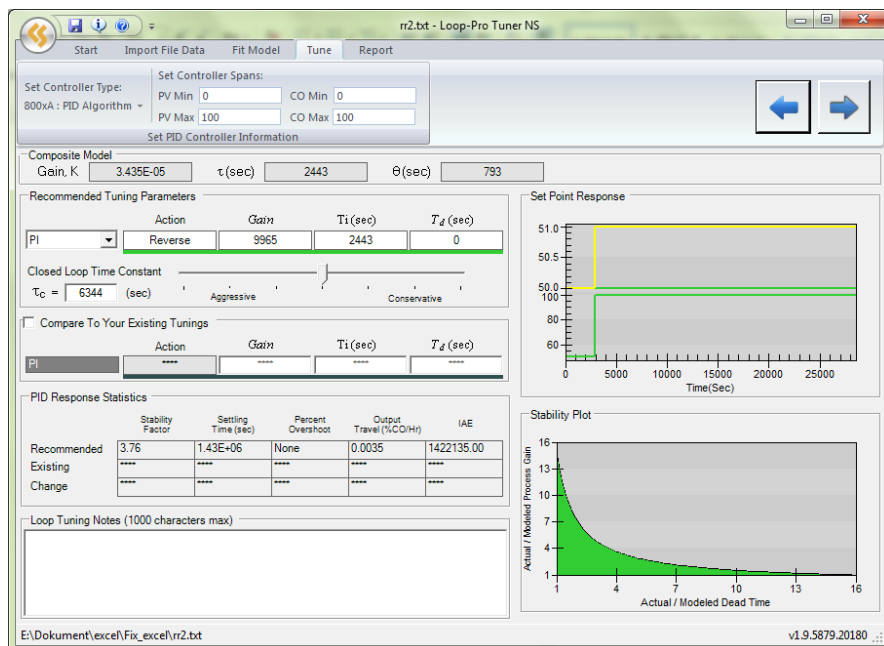
Gambar 3.4 *Import File Data .txt ke software loop pro tuner.*

2. Membuat fit model yaitu dengan membagi data sebagai waktu *sampling*, *process variable* dan *controller output* atau bukaan valve seperti pada Gambar 3.5 berikut ini:



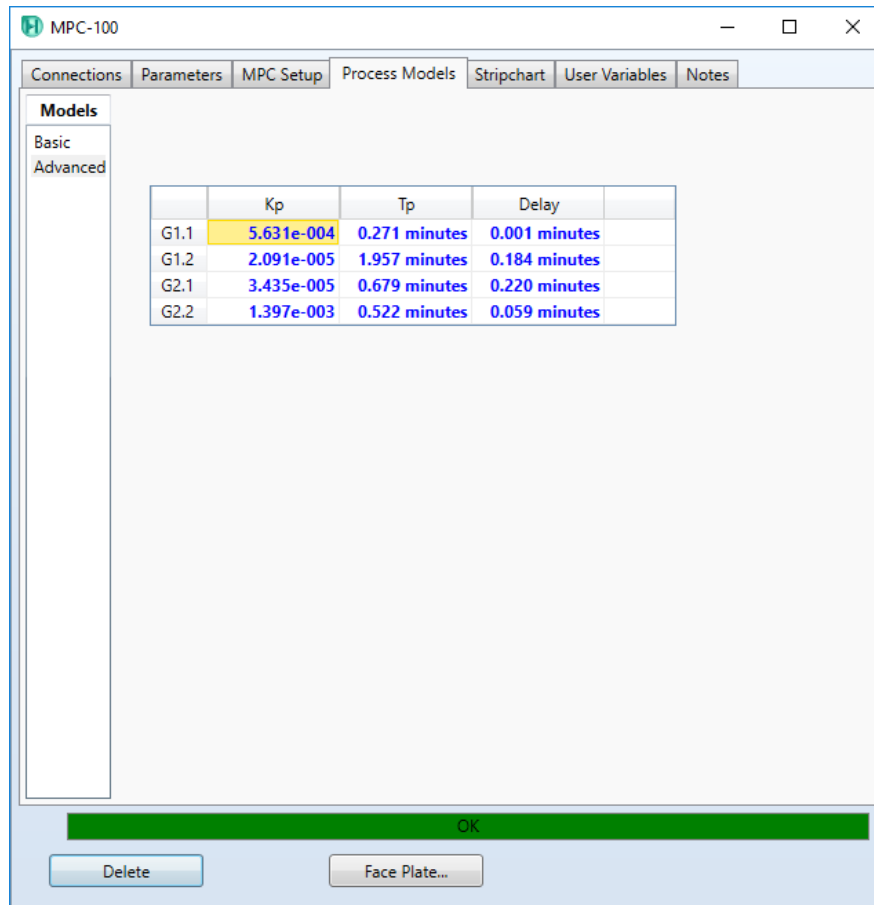
Gambar3.5 Fit Model dari software loop pro tuner.

3. Kemudian melakukan *tune* pada software sehingga didapatkan nilai parameter K_p , τ dan θ . Seperti pada Gambar 3.6 dibawah ini:



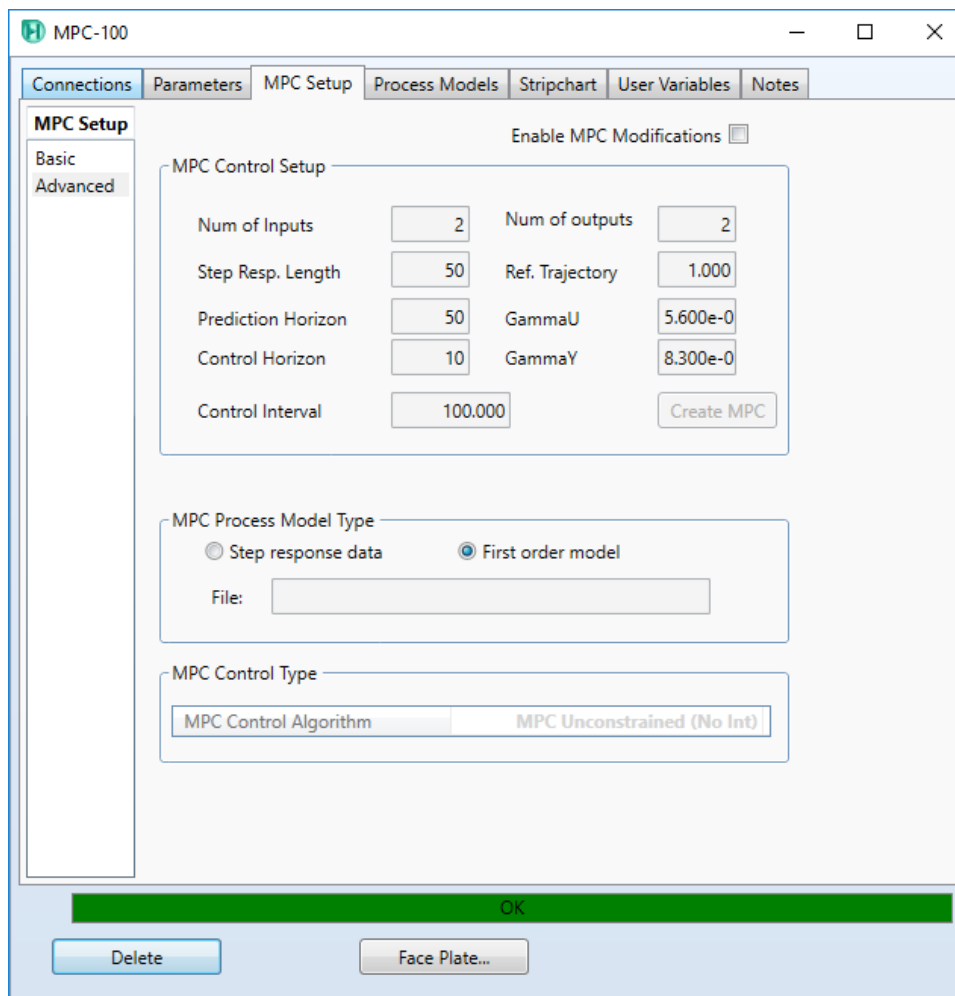
Gambar 3.6 Hasil *tune* software yang mendapatkan nilai parameter untuk FOPDT.

Selanjutnya setelah mendapatkan nilai parameter K_p , τ dan θ untuk masing-masing FOPDT dari $G_{11}, G_{12}, G_{21}, G_{22}$ yang kemudian dimasukkan ke *process model* pada MPC di Aspen Hysys seperti pada Gambar 3.7 dibawah ini:



Gambar 3.7 *Process models* FOPDT dari Aspen Hysys.

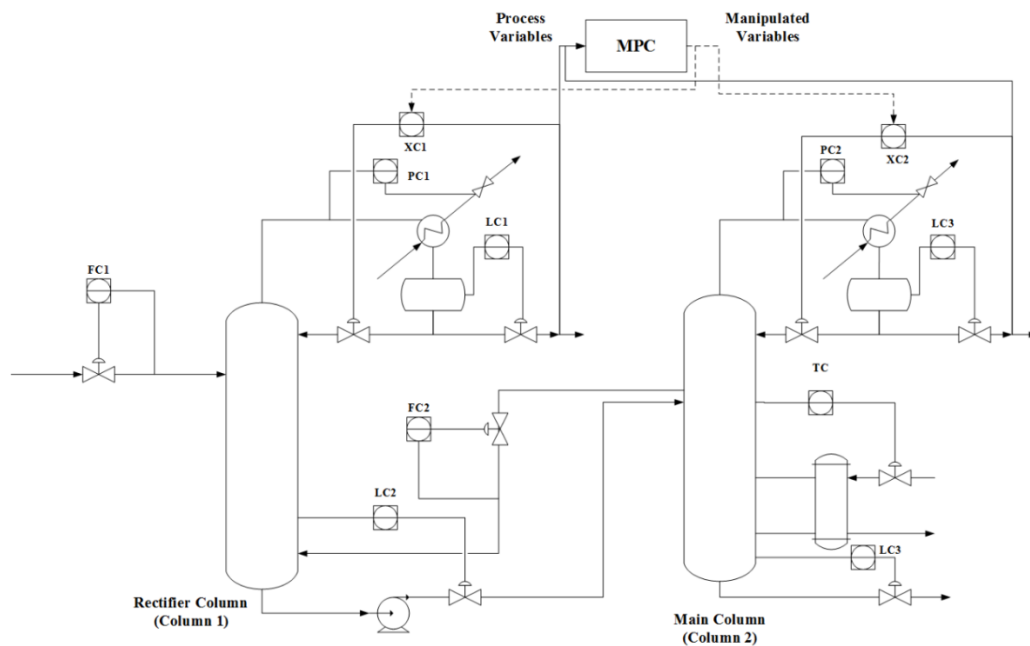
Setelah model 2x2 didapatkan maka optimasi dijalankan pada Matlab R2013a dan didapatkan nilai gamma U = 0.0056 dan dan gamma Y = 0.0083. Kemudian parameter tersebut dimasukkan pada MPC Aspen Hysys v10.0. Seperti Gambar 3.8 berikut ini:



Gambar 3.8 Parameter gamma U dan gamma Y untuk MPC Aspen Hysys v10.0.

3.6 Perancangan Strategi Pengendalian Proses pada Plant dengan MPC 2x2 sebagai *Supervisory Layer* dan PID sebagai *Regulatory Layer*.

Perancangan MPC 2x2 sebagai *supervisory control layer* dan PID sebagai *regulatory control layer* didahului dengan menentukan *mole fraction* dari *methane* pada produk atas kolom pertama dan *mole fraction* dari *ethane* pada produk atas kolom kedua sebagai *process variables* dan *PID Composition Controller* dari kolom pertama dan kedua sebagai *manipulated variables* (OP pada Aspen Hysys) seperti pada Gambar 3.9 dibawah ini:



Gambar 3.9 Strategi sistem pengendalian komposisi dengan MPC sebagai *supervisory control*.

3.7 Simulasi Semua Strategi Pengendalian Proses pada Plant

Simulasi semua strategi pengendalian proses pada plant didahului dengan memasukkan nilai gamma U dan Y yang telah didapatkan dari optimasi ke MPC Aspen Hysys. Kemudian menganalisa dan membandingkan hasil respon *tracking setpoint* dan *rejecting disturbance* pada sistem kendali MPC saja dengan memasukkan hasil optimasi nilai gamma U,Y yang disebut dengan MPC-IPSO dan tanpa optimasi yang disebut dengan MPCPID, serta hasil respon *tracking setpoint* dan *rejecting disturbance* pada sistem kendali MPC sebagai *supervisory* dengan optimasi nilai gamma U,Y yang disebut dengan MPCPID-IPSO dan tanpa optimasi dengan MPC.

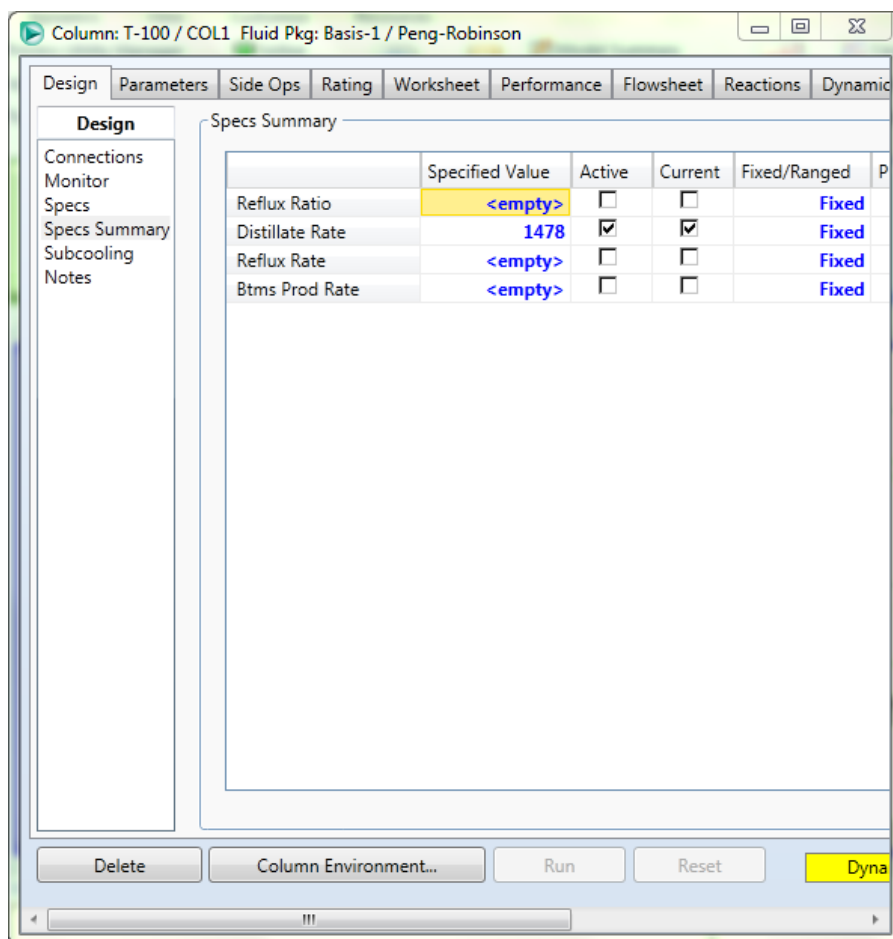
(HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN)

BAB 4

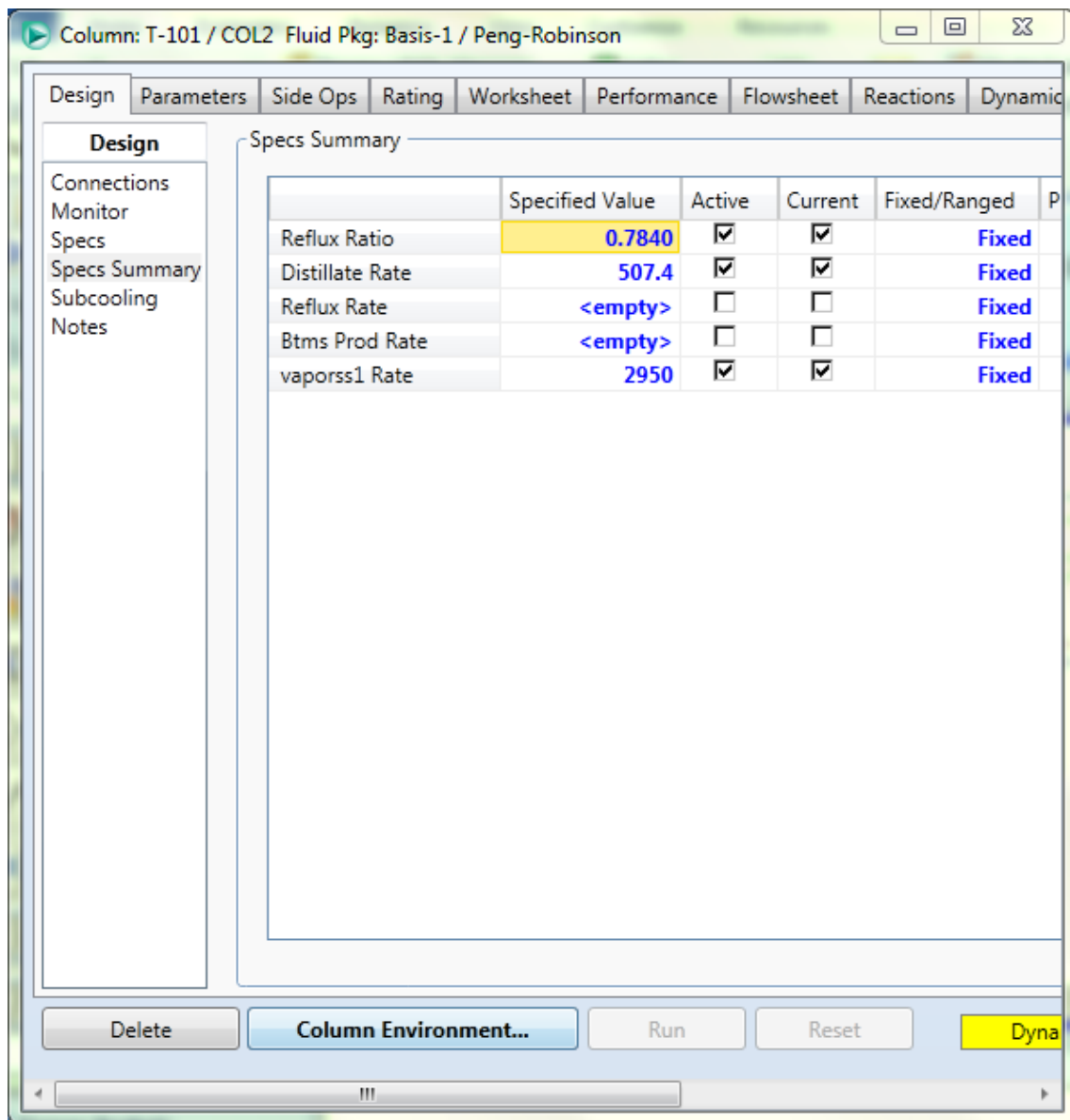
HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Validasi kondisi *steady state* Konfigurasi non Konvensional Kolom *rectifier* dengan Aspen Hysys v10.0

Plant konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* disimulasikan dengan *process simulator* yaitu Aspen Hysys v10.0 dimana *plant* harus disimulasikan dalam keadaan *steady state* terlebih dahulu. *Steady state* tercapai ketika 2 kolom yaitu kolom pertama atau *rectifier column* dan kolom yang kedua atau *main column* harus diberikan spesifikasi agar *flow sheet* pada Aspen Hysys dapat konvergen dan menemukan solusi simulasi *steady state*. Spesifikasi 2 kolom tersebut terdapat pada Gambar 4.1 dan Gambar 4.2 berikut ini:

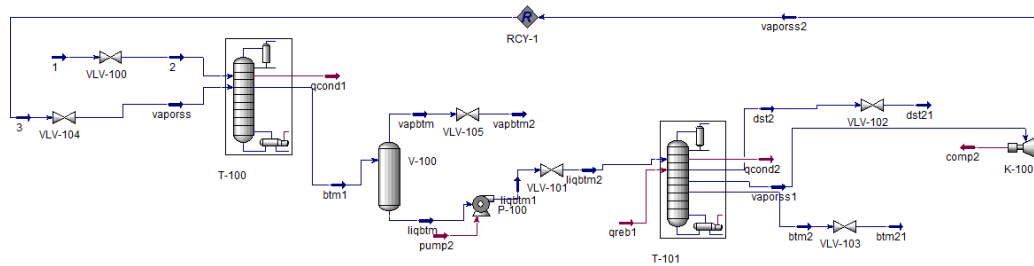


Gambar 4.1 *Spec Summary* pada kolom pertama atau kolom *rectifier*.



Gambar 4.2 *Spec Summary* pada kolom kedua atau *main column*.

Gambar 4.3 berikut adalah hasil *flow sheet* dari simulasi *steady state* untuk *plant* konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* dengan Aspen Hysys v10.0:



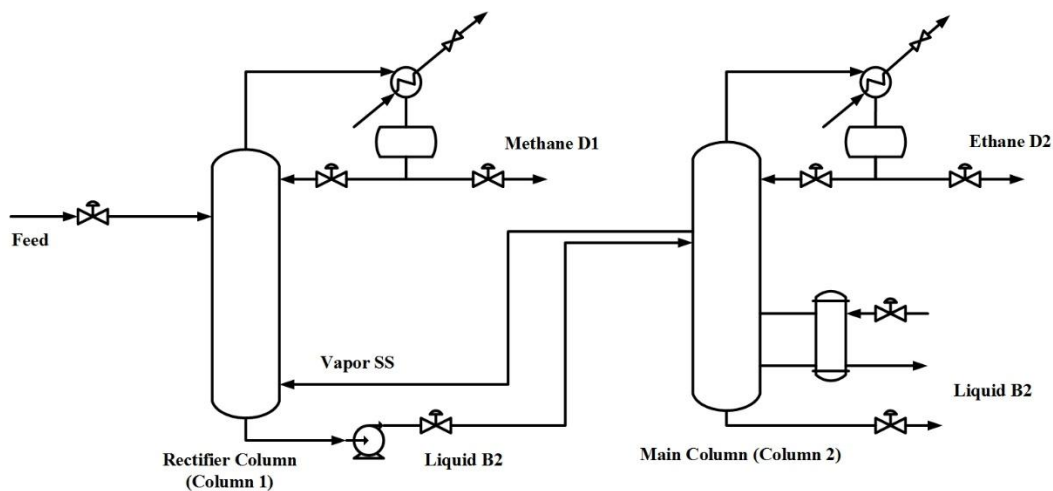
Gambar 4.3 Konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* dengan Aspen Hysys.

Pada literatur kolom Demethanizer me-recovery *Methane* 95.16 % dengan *molar flow* = 1479 kmol/hr (3261 lbmol/hr), dari hasil simulasi didapatkan Demethanizer me-recovery *Methane* 95.12 % dengan Molar Flow = 1479 kmol/hr (3261 lbmol/hr) [3]. Pada Bottom dari De Methanizer. Dalam jurnal fraksi mol *Ethane* 82.79 % dengan *molar flow* = 8407 kmol/hr (18540 lbmol/hr). Sedangkan dari Hasil Simulasi didapatkan fraksi mol *Ethane* 82.98 % *molar flow* = 8407 kmol/hr (18540 lbmol/hr).

Sedangkan untuk kolom DeEthanizer me-recovery *Ethane* 97.32 % dengan *molar flow* = 507.4 kmol/hr (1119 lbmol/hr). Dari hasil simulasi didapatkan kolom DeEthanizer me-recovery *Ethane* 97.32 % dengan *molar flow* = 507.4 kmol/hr (1119 lbmol/hr). Pada *Bottom* dari De Ethanizer. Dari jurnal fraksi mol Propane 70.66 % dengan *molar flow* = 900.7 kmol/hr (1986 lbmol/hr). Sedangkan dari Hasil Simulasi didapatkan fraksi mol Propane 70.20 % dengan Molar Flow = 900.7 kmol/hr (1986 lbmol/hr). Untuk yang di Re Cycle pada Jurnal Luyben fraksi mol *Ethane* 92.38 % dengan *molar flow* = 7000 kmol/hr (15430 lbmol/hr). Pada Hasil Simulasi untuk *ReCycle* didapatkan fraksi mole *Ethane* 92.54 % dengan *molar flow* = 7000 kmol/hr (15430 lbmol/hr).

Modifikasi konfigurasi kolom *rectifier* dengan spesifikasi yang lebih sesuai dengan keadaan plant yang ada yaitu dengan *propane recovery* sebesar 99.2%, *methane recovery* sebesar 99.64% dan menjaga *methane impurity* pada *ethane* produk sebesar 0.97 mol%. Spesifikasi tersebut terpenuhi jika *sidestream* yang vapor yang dimasukkan ke kolom *rectifier* adalah dirubah dari 7000 kmol/jam menjadi 2950 kmol/jam. Untuk keseluruhan perbandingan *mole fraction* dari

masing-masing komponen bisa dilihat pada Gambar 4.4 dan Tabel 4.1 sebagai berikut:



Gambar4.4 Konfigurasi non konvensional kolom *rectifier*.

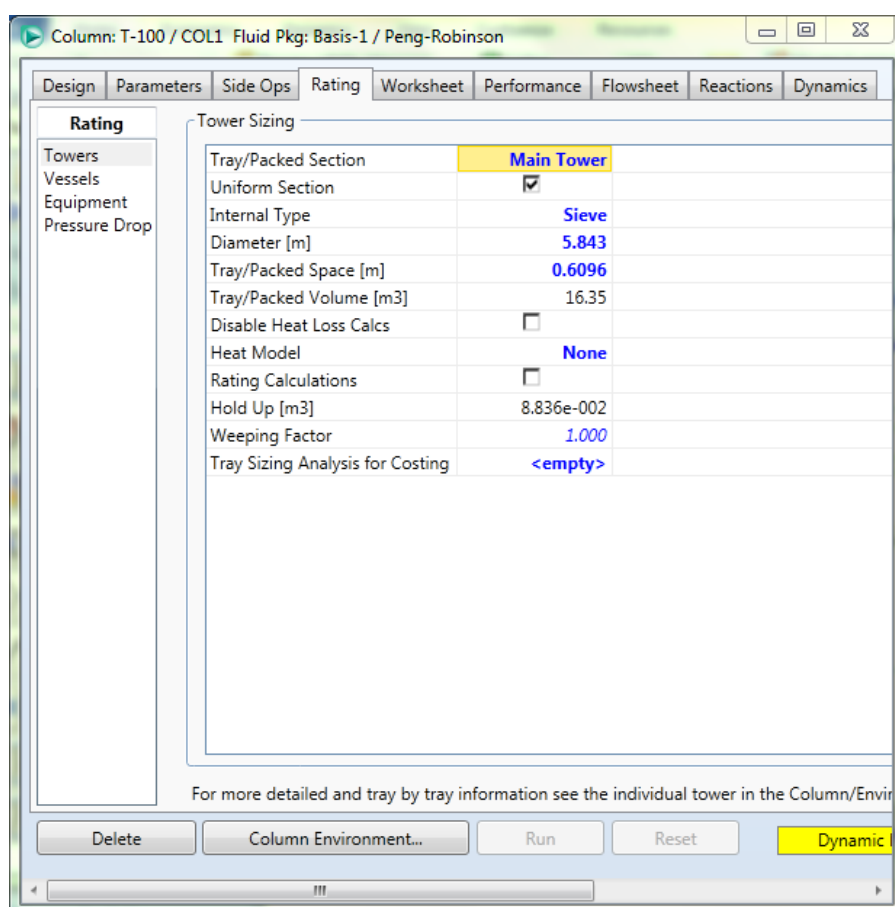
Tabel 4.1 Perbandingan masing-masing fraksi mol untuk design dan hasil simulasi

Komponen	Feed			Methane D1			Ethane D2		
	Design	Simulasi	Error (%)	Design	Simulasi	Error (%)	Design	Simulasi	Error (%)
Nitrogen	0.0011	0.0011	0.0000	0.0021	0.00215	0.0000	0	4.9E-09	0.0000
Methane	0.4876	0.4876	0.0000	0.9516	0.95193	0.0003	0.0017	0.00108	-0.0006
Ethane	0.1949	0.1949	0.0000	0.0461	0.04532	-0.0008	0.9732	0.97476	0.0016
Propane	0.225	0.225	0.0000	0.0002	0.00059	0.0004	0.025	0.02408	-0.0009
n-Pentane	0.0249	0.0249	0.0000	0	1.6E-07	0.0000	0	1.8E-07	0.0000
i-Pentane	0.0396	0.0396	0.0000	0	5.3E-07	0.0000	0.0002	9.6E-07	-0.0002
n-Butane	0.0121	0.0121	0.0000	0	1.4E-06	0.0000	0	1.4E-05	0.0000
i-Butane	0.0148	0.0148	0.0000	0	4E-06	0.0000	0	6.7E-05	0.0001

Komponen	Liquid B1			Vapor SS			Liquid B2		
	Design	Simulasi	Error (%)	Design	Simulasi	Error (%)	Design	Simulasi	Error (%)
Nitrogen	0	2.9E-09	0.0000	0.0011	0.0011	0	0	4.8E-28	0.0000
Methane	0.001	0.00068	-0.0003	0.9238	0.9237	-1E-04	0	1.5E-16	0.0000
Ethane	0.8279	0.82842	0.0005	0.067	0.067	0	0.0007	0.00026	-0.0004
Propane	0.133	0.13469	0.0017	0.0024	0.0024	0	0.7066	0.70716	0.0006
n-Pentane	0.0106	0.00937	-0.0012	0.0045	0.0045	0	0.0797	0.07986	0.0002
i-Pentane	0.0173	0.01519	-0.0021	0.0005	0.0005	0	0.1268	0.12708	0.0003
n-Butane	0.0046	0.00509	0.0005	0.0007	0.0007	0	0.0388	0.03862	-0.0002
i-Butane	0.0057	0.00657	0.0009	0	0.0001	0.0001	0.0474	0.04702	-0.0004

4.2 Sizing semua peralatan.

Pada tahap ini, dilakukan *sizing* pada beberapa alat terlebih dahulu. Tahap *sizing* dilakukan sebagai syarat untuk dapat masuk ke kondisi *dynamic*. Beberapa parameter yang harus dihitung untuk kemudian diinput dalam simulasi adalah tinggi dan diameter *reflux drum 1*, *reflux drum 2*, *vessel*, *shell column 1*, *sump reboiler* dan *shell column 2*. Asumsi waktu tinggal yang digunakan pada *reflux drum 1*, *reflux drum 2*, *vessel* adalah sebesar 10 menit. Gambar 4.3 adalah hasil *sizing* untuk *shell column 1* dan keseluruhan hasil *sizing* terdapat pada Tabel 4.2:



Gambar4.5 Hasil *sizing shell column 1*.

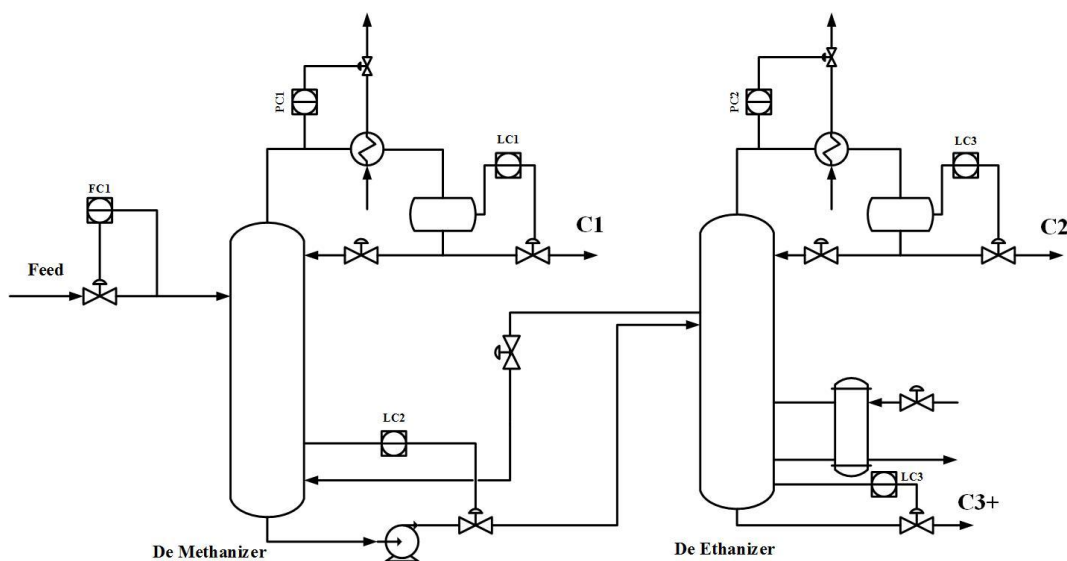
Tabel 4.2 Hasil *sizing* semua peralatan

Equipments	Tray Space [m]	Diameter [m]	Volume [m3]
Shell Column 1	0.6096	5.843	
Shell Column 2	0.6096	8.954	
Reflux Drum 1		2.6965	23.1
Reflux Drum 2		2.22	12.74
Sump Reboiler		3.9868	74.65
Vessel		3.7645	62.85

Equipments	Weir Height [mm]	Weir Length [m]	Internal Type	Downcomer Type
Shell Column 1	50	4.6744	Sieve	Vertical
Shell Column 2	50	5.944	Sieve	Vertical
Reflux Drum 1				
Reflux Drum 2				
Sump Reboiler				
Vessel				

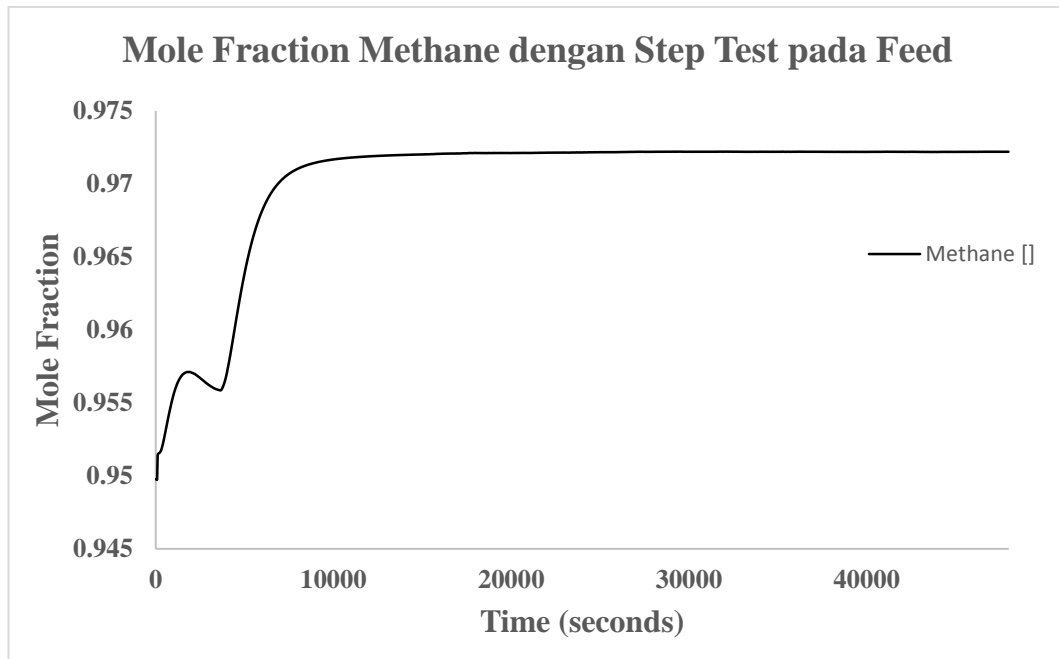
4.3 Strategi Sistem Kendali PID pada Konfigurasi Non Konvensional Kolom *Rectifier*

Sistem kendali yang pertama dari konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* yang digunakan untuk menjaga kondisi *steady state* memakai sistem kendali PID dengan tidak menjaga *flow rate* pada *vapor recycle* seperti pada Gambar 4.6 berikut ini:



Gambar 4.6 Sistem kendali PID pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* tanpa sistem kendali *flow* pada *vapor rycle*.

Kemudian dilakukan *step test* dengan merubah *set point flow rate* pada *feed* dan merekam *process variable* yaitu methane pada kolom pertama dan didapatkan hasil seperti pada Gambar 4.7 berikut ini:



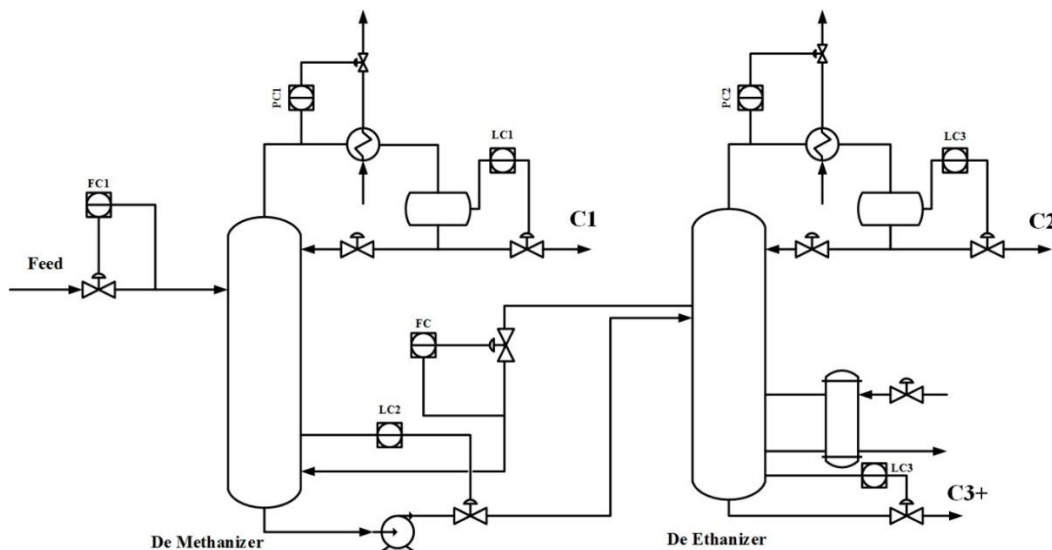
Gambar 4.7 Hasil *step test* untuk *mole fraction* dari *methane* dengan memasukkan perubahan *set point flow rate* pada *feed*.

Dari Gambar 4.7 menunjukkan bahwa dalam sistem kendali PID pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* dengan tidak adanya sistem kendali *vapor recycle* menghasilkan kelengkungan pada *mole fraction* dari *methane* dimana hal ini mengindikasikan bahwa ada sistem kendali yang tidak stabil, hal ini dibuktikan dengan *control manager* seperti pada Gambar 4.8 berikut ini:

PID Controllers					
Name	Ctrl Mode	Hsys Mode	Sp Mode	Sp	Pv
1: LIC-100	Auto	Internal	Sp Local	50.00	92.38
2: LIC-100	Auto	Internal	Sp Local	50.00	50.05
3: LIC-100	Auto	Internal	Sp Local	50.00	52.01
4: LIC-101	Auto	Internal	Sp Local	50.00	99.32
5: FIC-100	Auto	Internal	Sp Local	2886.00	4248.39
6: PIC-100	Auto	Internal	Sp Local	3102.64	3093.95
7: PIC-101	Auto	Internal	Sp Local	3102.64	3093.95

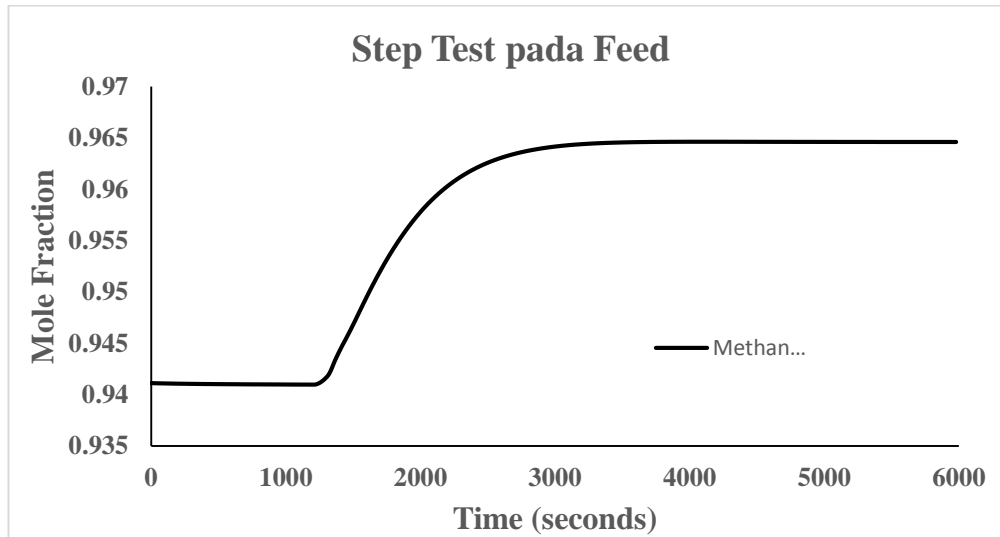
Gambar 4.8 *Control manager Aspen Hysys dengan tanpa sistem kendali flow pada vapor recycle.*

Sedangkan strategi yang kedua menggunakan sistem kendali dengan ditambah sistem kendali *flow* pada *vapor recycle* seperti pada Gambar 4.9 dibawah ini:



Gambar 4.9 Sistem kendali PID pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* dengan sistem kendali *flow* pada *vapor rycle*.

Kemudian dilakukan *step test* dengan merubah *set poin flow rate* pada *feed* dan merekam *process variable* yaitu methane pada kolom pertama dan didapatkan hasil seperti pada Gambar 4.10 berikut ini:



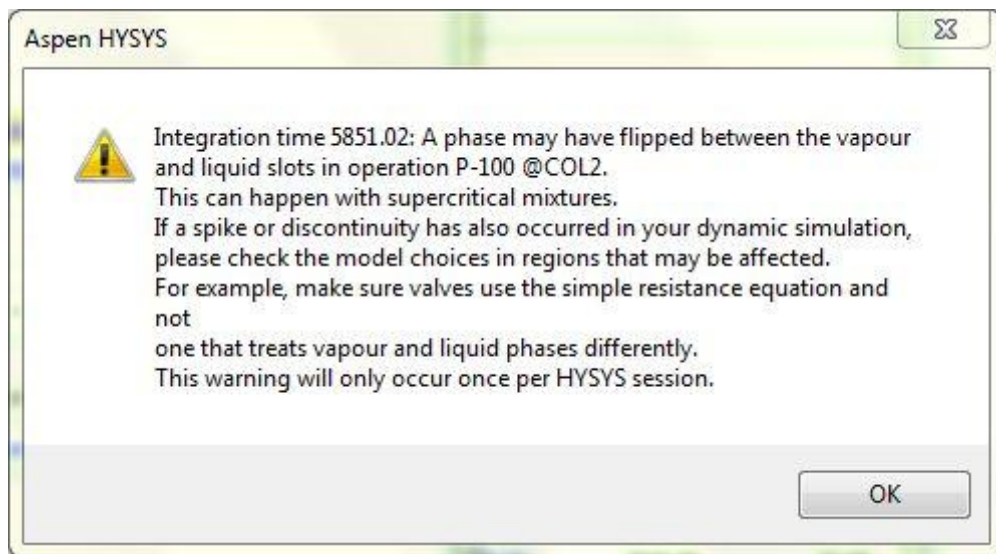
Gambar 4.10 Hasil *step test* untuk *mole fraction* dari *methane* dengan memasukkan perubahan *set point flow rate* pada *feed*.

Dari Gambar 4.10 menunjukkan bahwa dalam sistem kendali PID pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* dengan adanya sistem kendali *vapor recycle* menghasilkan grafik tanpa kelengkungan pada *mole fraction* dari *methane* dimana hal ini mengindikasikan bahwa sistem kendali yang sudah stabil, hal ini dibuktikan dengan *control manager* baru seperti pada Gambar 4.11 berikut ini:

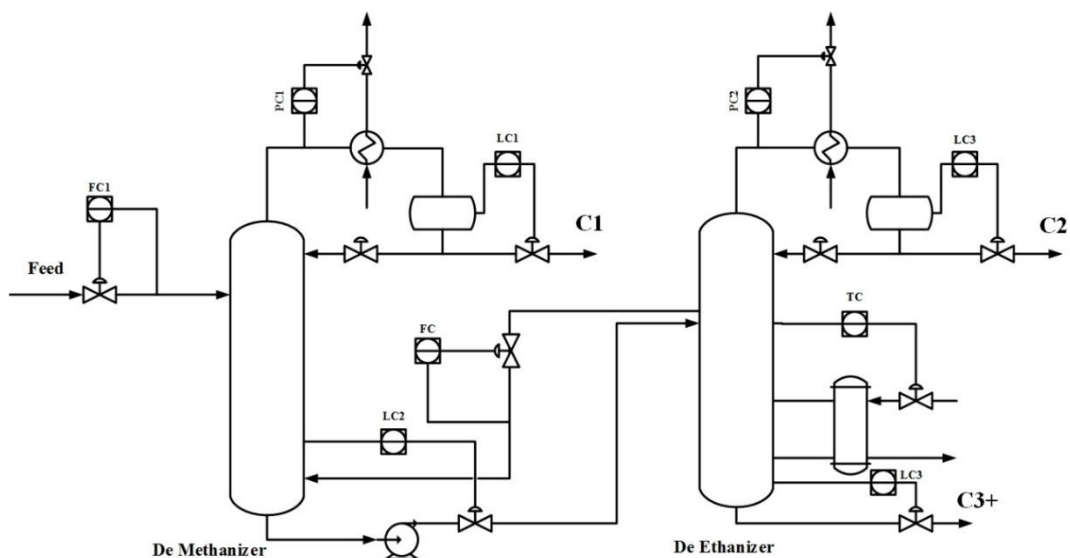
Flowsheet Case (Main) × Control Manager × +						
PIDs MPCs DMCs Ratio Split User Variables						
Pid Controllers						
Name	Ctrl Mode	Hysys Mode	Sp Mode	Sp	Pv	Op
1: FIC-101	Auto	Internal	Sp Local	2886.00	2886.00	50.02
2: PIC-100	Auto	Internal	Sp Local	3103.65	3105.26	48.39
3: PIC-cond1	Auto	Internal	Sp Local	3101.00	3101.00	34.15
4: LIC-100	Auto	Internal	Sp Local	50.00	50.00	49.98
5: LIC-100	Auto	Internal	Sp Local	50.00	50.00	47.68
6: LIC-100	Auto	Internal	Sp Local	50.00	49.65	33.64
7: PIC-cond2	Auto	Internal	Sp Local	3101.00	3101.01	32.15
8: LIC-101	Auto	Internal	Sp Local	50.00	49.96	50.80
9: FIC-100	Auto	Internal	Sp Local	2950.02	2950.03	50.30

Gambar 4.11 *Control manager* Aspen Hysys dengan sistem kendali *flow* pada *vapor recycle*.

Dari Gambar 4.11 terlihat bahwa semua *process variables* dari sistem kendali PID telah mencapai *set points* sehingga dengan sistem kendali *flow* pada *vapor recycle* harus diaplikasikan. Sedangkan dalam Gambar 4.3 terlihat dari *flow sheet* simulasi terdapat pompa dan kompresor yaitu sebagai *pressure changers* karena ketika melakukan simulasi dengan Aspen Hysys v10.0 terdapat *stream* yang *pressure* nya berkurang untuk masuk ke *unit operation* selanjutnya. Ketika dilakukan simulasi dalam keadaan *dynamic* terdapat sebuah *warning* yaitu ada *vapor* yang masuk pompa ketika panas pada *reboiler* berubah bertambah panas secara cepat dan terdapat cairan pada kompresor ketika panas pada *reboiler* turun secara cepat, seperti pada Gambar 4.12, sehingga konfigurasi sistem kendali perlu ditambahkan sistem kendali *temperature* pada *main column* seperti pada Gambar 4.13 dibawah ini:



Gambar 4.12 Warning pada unit operasi pompa.



Gambar 4.13 Sistem kendali PID pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* dengan tambahan sistem kendali *temperature* pada *main column*.

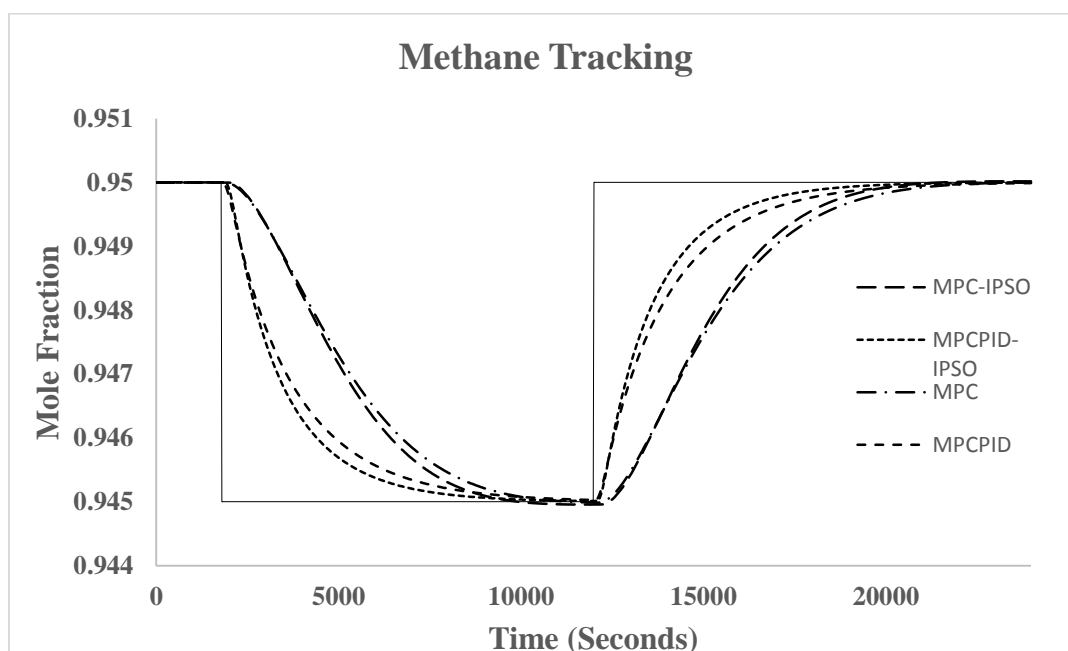
Kemudahan untuk nilai parameter dari untuk sistem kendali PID yaitu K_c, τ_I, τ_D didapatkan dengan dua cara, yaitu yang pertama menggunakan *Auto Tuning* dari Aspen Hysys V10.0 dan yang kedua adalah dengan bantuan *software loop pro tuner* dengan algoritma *Yokogawa*. Semua hasil nilai *tuning* terdapat pada Tabel 4.3 dibawah ini:

Tabel 4.3 Hasil *Tuning* parameter untuk semua sistem kendali PID

Sistem Kendali	Kc	tau_i	tau_d	Metode Tuning
FC pada <i>feed</i>	12	0.15		<i>Auto Tuning Aspen Hysys (Tyréus-Luyben)</i>
LC pada <i>reflux drum 1</i>	2	37		<i>Auto Tuning Aspen Hysys (Tyréus-Luyben)</i>
PC pada <i>top column 1</i>	2	0.5		<i>Loop Pro Tuning (Yokogawa)</i>
LC pada <i>vessel</i>	15	2		<i>Auto Tuning Aspen Hysys (Tyréus-Luyben)</i>
FC pada <i>vapor side stream</i>	9	0.15		<i>Auto Tuning Aspen Hysys (Tyréus-Luyben)</i>
LC pada <i>reflux drum 2</i>	2	37		<i>Auto Tuning Aspen Hysys (Tyréus-Luyben)</i>
PC pada <i>top column 2</i>	1	0.5		<i>Loop Pro Tuning (Yokogawa)</i>
LC pada <i>sump reboiler</i>	2	88		<i>Auto Tuning Aspen Hysys (Tyréus-Luyben)</i>
TC pada <i>main column</i>	1	5	1	<i>Auto Tuning Aspen Hysys (Tyréus-Luyben)</i>
XIC pada <i>rectifier column</i>	15	4	1	<i>Loop Pro Tuning (Yokogawa)</i>
XIC pada <i>main column</i>	6	21	1	<i>Loop Pro Tuning (Yokogawa)</i>

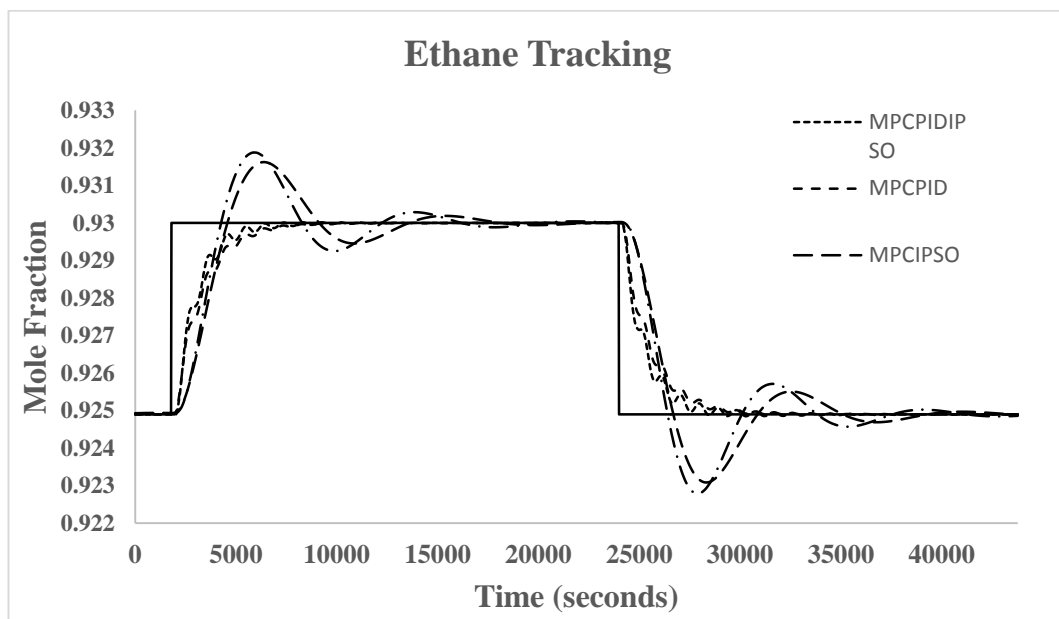
4.4 Hasil Respon Sistem Kendali MPC dan MPC Supervisory

Pada plant konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* didapatkan hasil respon *tracking setpoint* dan *rejecting disturbance* pada sistem kendali MPC saja dengan optimasi nilai gamma U,Y dan tanpa optimasi, serta hasil respon *tracking setpoint* dan *rejecting disturbance* pada sistem kendali MPC sebagai *supervisory* dengan optimasi nilai gamma U,Y dan tanpa optimasi adalah sebagai berikut:



Gambar 4.14 Hasil respon *tracking set point* dari *Methane*.

Dari Gambar 4.14 didapatkan hasil *Integral Absolute Error (IAE)* untuk MPC PID IPSO = 0.853968, MPC PID = 0.993071, MPC IPSO = 1.583764, dan MPC = 1.6612. Sedangkan untuk *Settling Time* untuk MPC PID IPSO = 4080 s, MPC PID = 4920 s, MPC IPSO = 5900 s, dan MPC = 6400 s. Nilai IAE dihitung dengan menggunakan *Microsoft Excel* dengan cara membuat perhitungan *error* yaitu nilai *set points* dikurangi dengan *process variables* untuk masing-masing *sampling*. Kemudian membuat *absolute* pada masing-masing nilai *error*, dan menjumlahkan semua nilai tersebut dengan sebanyak jumlah *sampling*. Misalkan pada MPC-IPSO terdapat 5000 *samplings* dan rata-rata dari masing-masing nilai *error* adalah 0.0003 maka nilai IAE menjadi 5000 dikali dengan 0.0003 maka didapatkan nilai IAE=1.5 dan begitu seterusnya untuk perhitungan IAE yang lainnya. Sehingga dari grafik pada Gambar 4.14 menunjukkan respon *tracking set points* terbaik adalah untuk sistem kendali MPCPID-IPSO.

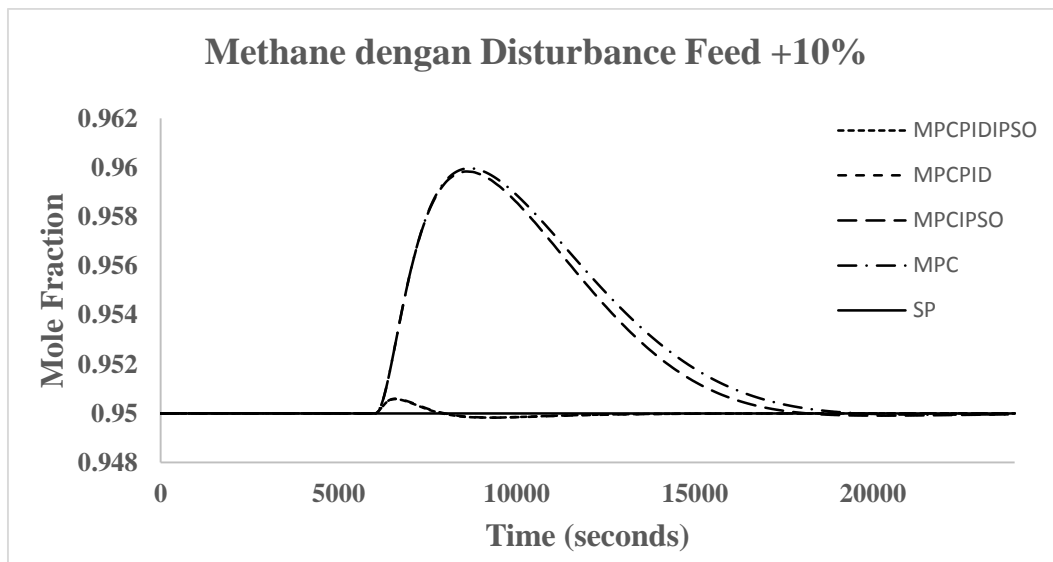


Gambar 4.15 Hasil respon *tracking set point* dari *Ethane*.

Dari Gambar 4.15 didapatkan hasil *Integral Absolute Error (IAE)* untuk MPC PID IPSO = 0.65932, MPC PID = 0.778947, MPC IPSO = 1.530923, dan MPC = 1.556403. Sedangkan untuk *Settling Time* untuk MPC PID IPSO = 2580 s, MPC PID = 3360 s, MPC IPSO = 6540 s, dan MPC = 6920 s. Untuk hasil *tracking*

set points dari *ethane*. Untuk sistem kendali MPC saja yaitu MPC IPSO dan MPC masih terdapat *overshoot*, hal ini disebabkan *ethane* sebagai *process variable* berada pada kolom yang kedua yaitu *main column* dimana kolom kedua ini dekat dengan panas *reboiler* dan terdapat *side vapor* yang dialirkan menuju kolom yang kedua, oleh karena tidaknya sistem kendali PID komposisi sebagai *regulatory control layer* menyebabkan keterlambatan yang mengakibatkan munculnya *overshoot*. Sedangkan nilai IAE tidak jauh berbeda dengan nilai IAE MPC saja yang terdapat pada *tracking set points* dari *methane*. Sehingga dari grafik pada Gambar 4.15 juga menunjukkan respon *tracking set points* terbaik adalah untuk sistem kendali MPCPID-IPSO.

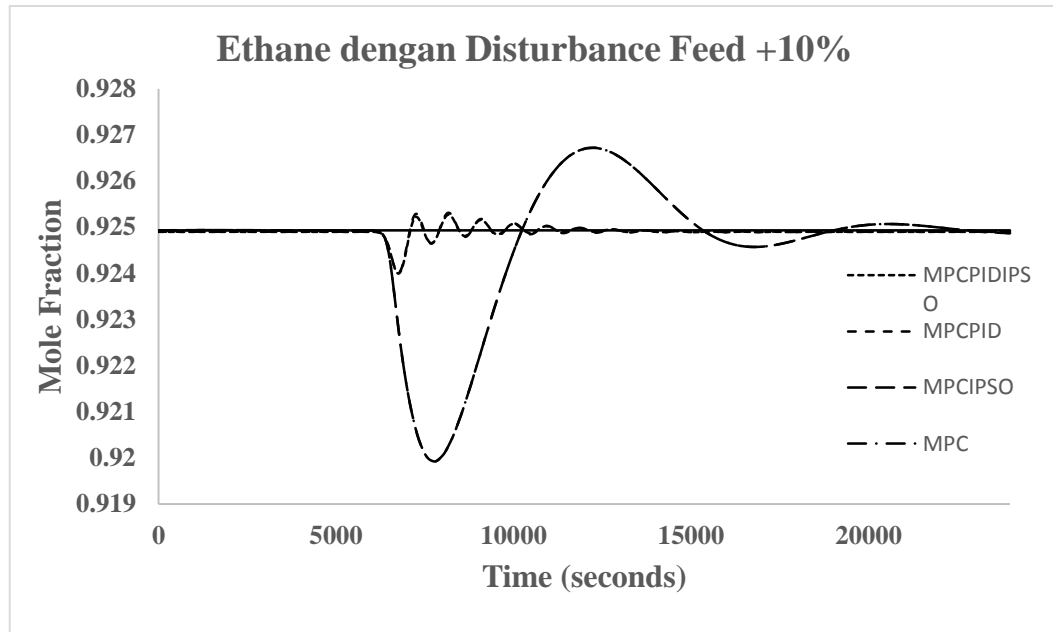
Kemudian *process variables* baik *methane* maupun *ethane* diberikan gangguan atau *disturbance* dengan mengubah nilai *set point* pada sistem kendali PID *flow* pada *feed*. Perubahan nilai tersebut yaitu ditambahkan nilai $\pm 10\%$ dari nilai *flow rate feed* yaitu $\pm 10\%$ dari 2886 kmol/jam. Didapatkan hasil seperti pada Gambar 4.16 sampai dengan Gambar 4.19 berikut ini:



Gambar 4.16 Hasil respon *rejecting disturbance* dari *Methane* dengan penambahan *flow rate* pada *feed* +10%.

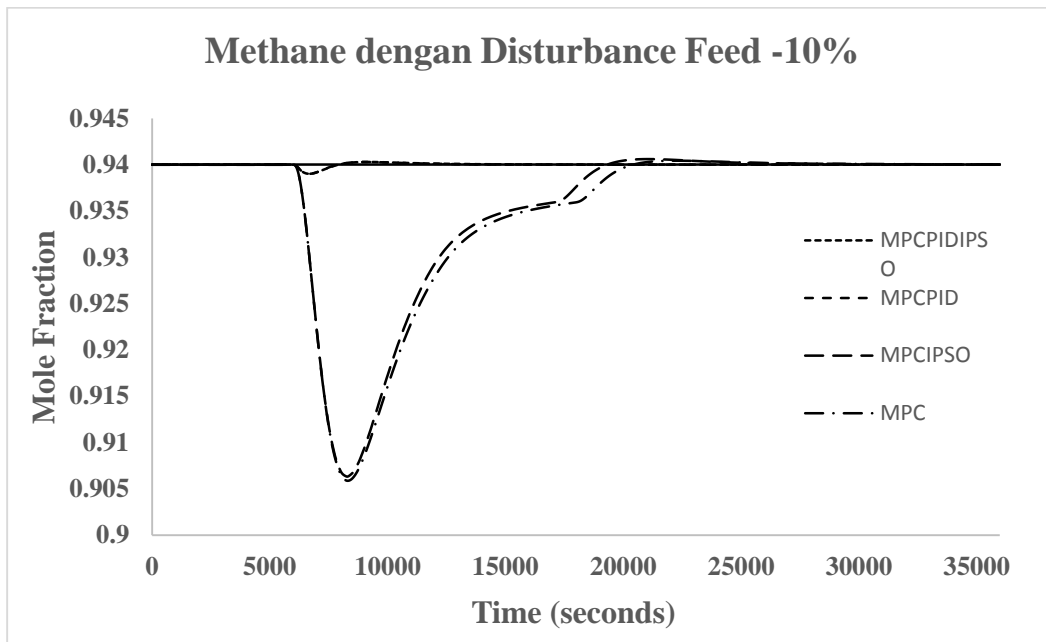
Dari Gambar 4.16 didapatkan hasil *Integral Absolute Error (IAE)* untuk MPC PID IPSO = 0.060216, MPC PID = 0.062536, MPC IPSO = 2.6945, dan MPC

= 2.893907. *Overshoot* terbesar terdapat dalam sistem kendali MPC yaitu dengan nilai 0.01 *mol fraction* hal ini masih wajar karena *error* yang diperbolehkan untuk sistem kendali adalah 5% dari *set point* yaitu sebesar 0.0475. Sehingga dari grafik pada Gambar 4.16 juga menunjukkan respon *tracking set points* terbaik adalah untuk sitem kendali MPCPID-IPSO.



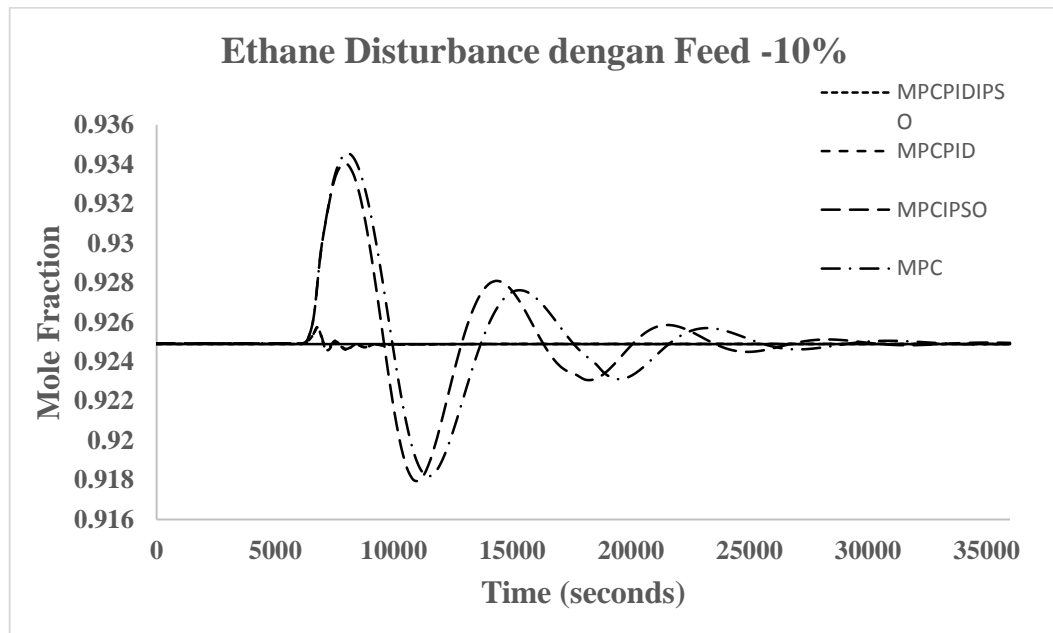
Gambar 4.17 Hasil respon *rejecting disturbance* dari *Ethane* dengan penambahan *flow rate* pada *feed +10%*.

Dari Gambar 4.17 didapatkan hasil *Integral Absolute Error (IAE)* untuk MPC PID IPSO = 0.074004, MPC PID = 0.077583, MPC IPSO = 0.905777, dan MPC = 0.905777. *Overshoot* terbesar terdapat dalam sistem kendali MPC saja yaitu dengan nilai 0.005 *mol fraction* hal ini masih wajar karena *error* yang diperbolehkan untuk sistem kendali adalah 5% dari *set point* yaitu sebesar 0.04625. Sehingga dari grafik pada Gambar 4.17 juga menunjukkan respon *tracking set points* terbaik adalah untuk sitem kendali MPCPID-IPSO.



Gambar 4.18 Hasil respon *rejecting disturbance* dari *Methane* dengan pengurangan *flow rate* pada *feed -10%*.

Dari Gambar 4.18 didapatkan hasil *Integral Absolute Error (IAE)* untuk MPC PID IPSO = 0.105563, MPC PID = 0.105687, MPC IPSO = 8.208974, dan MPC = 8.773094. *Overshoot* terbesar terdapat dalam sistem kendali MPC saja yaitu dengan nilai 0.035 *mol fraction* hal ini masih wajar karena *error* yang diperbolehkan untuk sistem kendali adalah 5% dari *set point* yaitu sebesar 0.047. Sehingga dari grafik pada Gambar 4.18 juga menunjukkan respon *tracking set points* terbaik adalah untuk sitem kendali MPCPID-IPSO.



Gambar 4.19 Hasil respon *rejecting disturbance* dari *Ethane* dengan pengurangan *flow rate* pada *feed -10%*.

Dari Gambar 4.19 didapatkan hasil *Integral Absolute Error (IAE)* untuk MPC PID IPSO = 0.035074, MPC PID = 0.038299, MPC IPSO = 2.37813, dan MPC = 2.551664. *Overshoot* terbesar terdapat dalam sistem kendali MPC saja yaitu dengan nilai 0.009 *mol fraction* hal ini masih wajar karena *error* yang diperbolehkan untuk sistem kendali adalah 5% dari *set point* yaitu sebesar 0.04625. Sehingga dari grafik pada Gambar 4.19 juga menunjukkan respon *tracking set points* terbaik adalah untuk sistem kendali MPCPID-IPSO.

Dari semua hasil *rejecting disturbance* dari perubahan *flow rate* pada *feed* masih terdapat *overshoot*, hal ini disebabkan karena yang pertama tidak adanya sistem kendali PID komposisi sebagai *regulatory layer* dan karena tidak adanya model dari proses yang dimasukkan ke dalam sistem kendali MPC pada Aspen Hsysys v10.0.

(HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN)

BAB 5

KESIMPULAN

5.1 Kesimpulan

Adapun kesimpulan yang didapatkan dari penelitian adalah sebagai berikut:

1. Perancangan konfigurasi pengendalian proses pada sistem non konvensional kolom *rectifier* telah disimulasikan dengan menggunakan Aspen Hysys v10.0 untuk kondisi *steady state* dan dinamik.
2. Pengendalian proses pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* dengan MIMO MPC memberikan hasil untuk *trackin set point* pada *methane*: nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 1.6612. Sedangkan untuk *Settling Time* = 6400 s. Hasil untuk *trackin set point* pada *ethane*: nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 1.556403. Sedangkan untuk *Settling Time* = 6920 s. Hasil *rejecting disturbance* dengan penambahan laju aliran *feed* +10% pada *methane* untuk nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 2.893907. Hasil *rejecting disturbance* dengan penambahan laju aliran *feed* -10% pada *methane* untuk nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 8.773094. Sedangkan hasil *rejecting disturbance* dengan penambahan laju aliran *feed* +10% pada *ethane* untuk nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 0.905777. Hasil *rejecting disturbance* dengan penambahan laju aliran *feed* -10% pada *ethane* untuk nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 2.551664.
3. Pengendalian proses pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* dengan MIMO MPC sebagai *supervisory layer* dan PID sebagai *regulatory layer* memberikan hasil untuk *trackin set point* pada *methane*: nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 0.993071. Sedangkan untuk *Settling Time* = 4920 s. Hasil untuk *trackin set point* pada *ethane*: nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 0.778947. Sedangkan untuk *Settling Time* = 3360 s. Hasil *rejecting disturbance* dengan penambahan laju aliran *feed* +10% pada *methane* untuk nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 0.062536. Hasil *rejecting disturbance* dengan penambahan laju aliran *feed* -10% pada *methane* untuk nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 0.105687. Sedangkan

hasil *rejecting disturbance* dengan penambahan laju aliran *feed* +10% pada *ethane* untuk nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 0.077583. Hasil *rejecting disturbance* dengan penambahan laju aliran *feed* -10% pada *ethane* untuk nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 0.038299.

4. Pengendalian proses pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* dengan MIMO MPC yang diberikan nilai gamma U dan gamma Y dari hasil optimasi menggunakan IPSO memberikan hasil untuk *trackin set point* pada *methane*: nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 1.583764. Sedangkan untuk *Settling Time* = 5900 s. Hasil untuk *trackin set point* pada *ethane*: nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 1.530923. Sedangkan untuk *Settling Time* = 6540 s. Hasil *rejecting disturbance* dengan penambahan laju aliran *feed* +10% pada *methane* untuk nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 2.6945. Hasil *rejecting disturbance* dengan penambahan laju aliran *feed* -10% pada *methane* untuk nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 8.208974. Sedangkan hasil *rejecting disturbance* dengan penambahan laju aliran *feed* +10% pada *ethane* untuk nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 0.905777. Hasil *rejecting disturbance* dengan penambahan laju aliran *feed* -10% pada *ethane* untuk nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 2.37813.
5. Pengendalian proses pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* dengan MIMO MPC sebagai *supervisory layer* dan PID sebagai *regulatory layer* yang diberikan nilai gamma U dan gamma Y dari hasil optimasi menggunakan IPSO memberikan hasil untuk *trackin set point* pada *methane*: nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 0.853968. Sedangkan untuk *Settling Time* = 4080 s. Hasil untuk *trackin set point* pada *ethane*: nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 0.65932. Sedangkan untuk *Settling Time* = 2580 s. Hasil untuk *rejecting disturbance* dengan penambahan laju aliran *feed* +10% pada *methane* untuk nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 0.060216. Hasil *rejecting disturbance* dengan penambahan laju aliran *feed* -10% pada *methane* untuk nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 0.105563. Sedangkan hasil *rejecting disturbance* dengan penambahan laju aliran *feed* +10% pada *ethane* untuk nilai *Integral Absolute Error (IAE)* =

0.074004. Hasil *rejecting disturbance* dengan penambahan laju aliran *feed* -10% pada *ethane* untuk nilai *Integral Absolute Error (IAE)* = 0.035074.

6. Perancangan konfigurasi pengendalian proses pada sistem non konvensional kolom *rectifier* memberikan hasil yang terbaik yaitu dengan menggunakan sistem pengendali MIMO MPC sebagai *supervisory layer* dan PID sebagai *regulatory layer* yang diberikan nilai gamma U dan gamma Y dari hasil optimasi menggunakan IPSO.

5.2 Saran

Adapun saran yang dapat diberikan untuk penelitian selanjutnya antara lain:

1. Melakukan penelitian mengenai cara tuning yang lebih baik untuk mendapatkan nilai parameter MPC pada hysys yaitu nilai gamma U dan Y dengan mempertimbangkan hasil respon untuk *tracking set point* dan *rejecting disturbance*.
2. Melakukan penelitian mengenai *Economic Model Predictive Control (EMPC)* untuk mengetahui keuntungan ekonomi dari sebuah plant ketika menggunakan sistem kendali MPC terutama MPC yang telah dioptimasi.
3. Melakukan penelitian tentang *Two Degree of Freedom (2DoF)* dari MPC dimana terdapat sistem kendali 2 MPC, dimana yang MPC pertama digunakan untuk *tracking set point* dan MPC yang kedua digunakan untuk *rejecting disturbance* dengan memasukkan model untuk *disturbance*.

(HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN)

Daftar Pustaka

- [1] W. L. Luyben, "Effect of natural gas composition on the design of natural gas liquid demethanizers," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 52, pp. 6513-6516, 2013.
- [2] S. Mokhatab and W. A. Poe, *Handbook of natural gas transmission and processing*: Gulf professional publishing, 2012.
- [3] W. L. Luyben, "Comparison of a conventional two-column demethanizer/deethanizer configuration requiring refrigerated condensers with a nonconventional column/rectifier configuration," *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, vol. 91, pp. 1688-1696, 2016.
- [4] H. Uwitonze, I. Lee, and K. S. Hwang, "Alternatives of integrated processes for coproduction of LNG and NGLs recovery," *Chemical Engineering and Processing*, vol. 107, pp. 157-167, 2016.
- [5] M. S. Khan, Y. D. Chaniago, M. Getu, and M. Lee, "Energy saving opportunities in integrated NGL/LNG schemes exploiting: thermal-coupling common-utilities and process knowledge," *Chemical Engineering and Processing*, vol. 82, pp. 54-64, 2014.
- [6] Y. H. Kim, "Side-rectifier divided wall column for offshore LNG plant," *Separation and Purification Technology*, vol. 139, pp. 25-35, 2015.
- [7] M. Figueirêdo, K. Brito, W. Ramos, L. Vasconcelos, and R. Brito, "Optimization of the design and operation of extractive distillation processes," *Separation Science and Technology*, vol. 50, pp. 2238-2247, 2015.
- [8] V. E. Tamayo-Galván, J. G. Segovia-Hernández, S. Hernández, J. Cabrera-Ruiz, and J. R. Alcántara-Ávila, "Controllability analysis of alternate schemes to complex column arrangements with thermal coupling for the separation of ternary mixtures," *Computers and Chemical Engineering*, vol. 32, pp. 3057-3066, 2008.
- [9] D. E. Seborg, D. A. Mellichamp, T. F. Edgar, and F. J. Doyle III, *Process dynamics and control*: John Wiley & Sons, 2010.

- [10] H. Huang and J. B. Riggs, "Comparison of PI and MPC for control of a gas recovery unit," *Journal of Process Control*, vol. 12, pp. 163-173, 2002.
- [11] M. Iancu, M. V. Cristea, and P. S. Agachi, "MPC vs. PID. The advanced control solution for an industrial heat integrated fluid catalytic cracking plant," in *Computer Aided Chemical Engineering*. vol. 29, ed: Elsevier, 2011, pp. 517-521.
- [12] B. S. Taysom, C. D. Sorensen, and J. D. Hedengren, "A comparison of model predictive control and PID temperature control in friction stir welding," *Journal of Manufacturing Processes*, vol. 29, pp. 232-241, 2017.
- [13] M. Annergren, D. Kauven, C. A. Larsson, M. G. Potters, Q. Tran, and L. Ozkan, "On The Way To Autonomous Model Predictive Control: A distillation column simulation study1," *IFAC Proceedings Volumes*, vol. 46, pp. 713-720, 2013.
- [14] K. Meyer, T. Bisgaard, J. K. Huusom, and J. Abildskov, "Supervisory Model Predictive Control of the Heat Integrated Distillation Column," *IFAC-PapersOnLine*, vol. 50, pp. 7375-7380, 2017.
- [15] M. Khan, M. Tahiyat, S. Imtiaz, M. S. Choudhury, and F. Khan, "Experimental evaluation of control performance of MPC as a regulatory controller," *ISA transactions*, vol. 70, pp. 512-520, 2017.
- [16] M. Ławryńczuk, "Modelling and nonlinear predictive control of a yeast fermentation biochemical reactor using neural networks," *Chemical Engineering Journal*, vol. 145, pp. 290-307, 2008.
- [17] R. Eberhart and J. Kennedy, "A new optimizer using particle swarm theory," in *Proc. of the 6th Int. Symp. on Micro Machine and Human Science*, 1995, pp. 39-43.
- [18] J. Kennedy, "Particle swarm optimization," in *Encyclopedia of machine learning*, ed: Springer, 2011, pp. 760-766.
- [19] A. Ratnaweera, S. K. Halgamuge, and H. C. Watson, "Self-organizing hierarchical particle swarm optimizer with time-varying acceleration coefficients," *IEEE Transactions on evolutionary computation*, vol. 8, pp. 240-255, 2004.

- [20] K. Fu'ad and B. L. Widjiantoro, "Implementasi Metode Optimasi Particle Swarm Optimization (PSO) untuk Tuning Pengendali Model Predictive Control (MPC) pada Quadruple Tank," *Jurnal Teknik ITS*, vol. 2, pp. F306-F311, 2013.
- [21] F. Kawai, H. Ito, C. Nakazawa, T. Matsui, Y. Fukuyama, R. Suzuki, *et al.*, "Automatic tuning for model predictive control: Can particle swarm optimization find a better parameter," in *Proc. IEEE Int. Symp. Intell. Control*, Singapore, 2007, pp. 646-651.
- [22] F. B. Petlyuk, *Distillation theory and its application to optimal design of separation units*: Cambridge University Press, 2004.
- [23] A. Górak and Z. Olujic, *Distillation: equipment and processes*: Academic Press, 2014.
- [24] N. Ramírez-Corona, D. Mascote-Pérez, A. Sánchez-Hijar, M. I. Fernández-Pastrana, and A. Jiménez-Gutiérrez, "Insights on the dynamic behavior of thermally coupled distillation columns implemented on processes with recycles," *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 93, pp. 120-135, 2015.
- [25] R. Premkumar and G. Rangaiah, "Retrofitting conventional column systems to dividing-wall columns," *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 87, pp. 47-60, 2009.
- [26] T. Biyanto, H. Wahyudi, and H. Santosa, "Control Strategy of Single Distillation Column Binary System of Methanol-Water," *Journal Instrumentasi, Instrumentation Society of Indonesia, Jakarta*, 2004.
- [27] S. Skogestad, "Control structure design for complete chemical plants," *Computers & Chemical Engineering*, vol. 28, pp. 219-234, 2004.
- [28] G. Karami, M. Amidpour, B. H. Sheibani, and G. R. Salehi, "Distillation column controllability analysis through heat pump integration," *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, vol. 97, pp. 23-37, 2015.
- [29] B. W. Bequette, *Process control: modeling, design, and simulation*: Prentice Hall Professional, 2003.

- [30] R. Handogo, G. Wibawa, T. Rusmana, and M. A. Hidayat, "Steady State and Dynamic Interaction Analysis in Multivariable Control System," *ASEAN Journal of Chemical Engineering*, vol. 4, pp. 39-46, 2004.
- [31] R. Handogo and J. Lelono, "Comparison of steady state and dynamic interaction measurements in multiloop control systems," *ASEAN Journal of Chemical Engineering*, vol. 5, pp. 1-15, 2005.
- [32] A. Jiménez, S. Hernández, F. A. Montoy, and M. Zavala-García, "Analysis of control properties of conventional and nonconventional distillation sequences," *Industrial & engineering chemistry research*, vol. 40, pp. 3757-3761, 2001.
- [33] J. G. Ziegler and N. B. Nichols, "Optimum settings for automatic controllers," *trans. ASME*, vol. 64, 1942.
- [34] K. J. Åström and T. Hägglund, "Automatic tuning of simple regulators with specifications on phase and amplitude margins," *Automatica*, vol. 20, pp. 645-651, 1984.
- [35] B. D. Tyreus and W. L. Luyben, "Tuning PI controllers for integrator/dead time processes," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 31, pp. 2625-2628, 1992.
- [36] E. F. Camacho and C. Bordons, "Nonlinear Model Predictive Control," in *Model Predictive control*, ed: Springer, 2007, pp. 249-288.
- [37] A. HYSYS, "7.3 Manual," *ASPEN TECH*.
- [38] T. Marlin, "Process Control: Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance Modelling," *Chemical Engineering Series*, McGraw-Hill, New York, pp. 78-79, 2015.
- [39] C. E. Garcia, D. M. Prett, and M. Morari, "Model predictive control: theory and practice—a survey," *Automatica*, vol. 25, pp. 335-348, 1989.
- [40] Juwari, "Inferential Control of Product Composition in a Distillation Column," Universiti Teknologi Malaysia, 2005.
- [41] J. A. Rossiter, *Model-based predictive control: a practical approach*: CRC press, 2003.

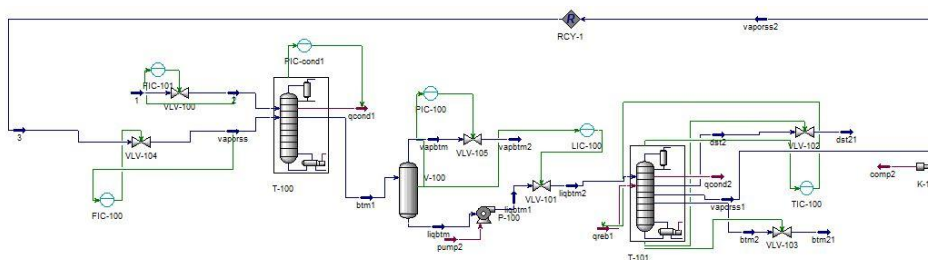
- [42] M. L. Derouiche, S. Bouallègue, J. Haggège, and G. Sandou, "LabVIEW perturbed particle swarm optimization based approach for model predictive control tuning," *IFAC-PapersOnLine*, vol. 49, pp. 353-358, 2016.
- [43] D. H. Olesen, "Tuning methods for model predictive controllers," Master's thesis, Technical University of Denmark, DTU Informatics, E-mail: reception@imm.dtu.dk, Asmussens Alle, Building 305, DK-2800 Kgs. Lyngby, Denmark Supervised by Associate Professor John B. Jørgensen, jbj@imm.dtu.dk, DTU Informatics. 53, 2012.
- [44] M. N. Alam, "Particle Swarm Optimization: Algorithm and its Codes in MATLAB," *Department of Electrical Engineering, IIT, Roorkee*, 2016.
- [45] Z.-L. Gaing, "Particle swarm optimization to solving the economic dispatch considering the generator constraints," *IEEE transactions on power systems*, vol. 18, pp. 1187-1195, 2003.
- [46] G. P. Rangaiah and A. Bonilla-Petriciolet, *Multi-objective optimization in chemical engineering: developments and applications*: John Wiley & Sons, 2013.
- [47] Y. Shi and R. C. Eberhart, "Empirical study of particle swarm optimization," in *Evolutionary computation, 1999. CEC 99. Proceedings of the 1999 congress on*, 1999, pp. 1945-1950.
- [48] Y. Hasegawa, T. Kimura, and K. Jin'no, "An improved multi-objective particle swarm optimization using an efficient Gbest selection method," in *Int. Symp. on NOLTA*, Japan, 2016.
- [49] L. Wang, *Model predictive control system design and implementation using MATLAB®*: Springer Science & Business Media, 2009.

(HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN)

LAMPIRAN

A. Sistem Kendali PID Konvensional pada Konfigurasi Non Konvensional Kolom *Rectifier* di Aspen Hysys v10.0.

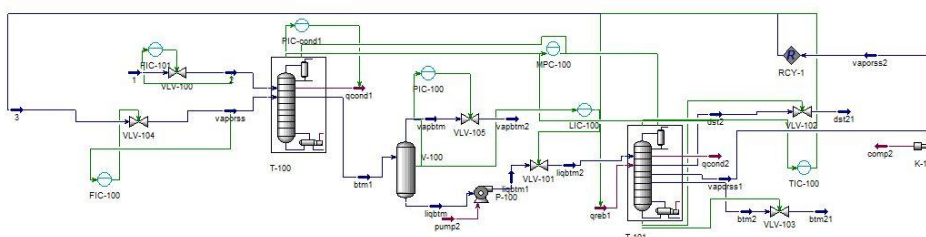
Pada sistem kendali ini plant konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* pada Aspen Hysys dikendalikan dengan sistem Single Input Single Output (SISO) dengan sistem kendali PID, seperti Gambar A.1 berikut ini:



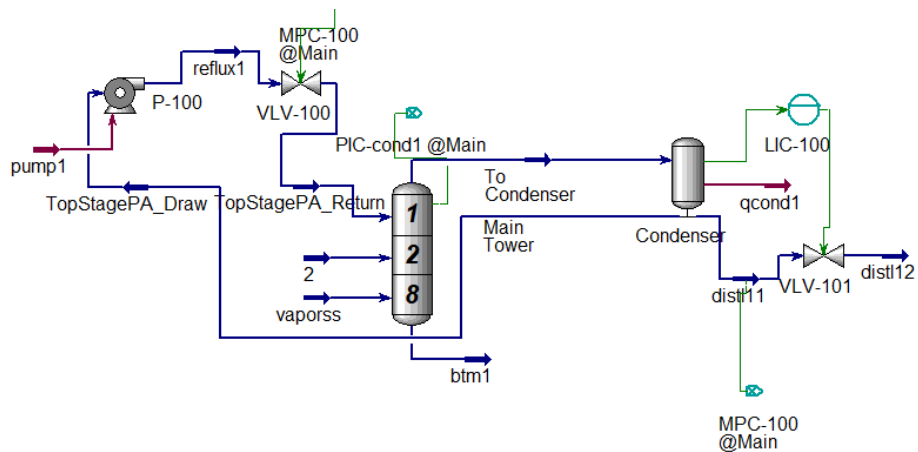
Gambar A.1 Sistem kendali PID konvensional pada konfigurasi non konvensional kolom *rectifier*.

B. Model Predictive Control (MPC) pada Konfigurasi Non Konvensional Kolom *Rectifier* di Aspen Hysys v10.0.

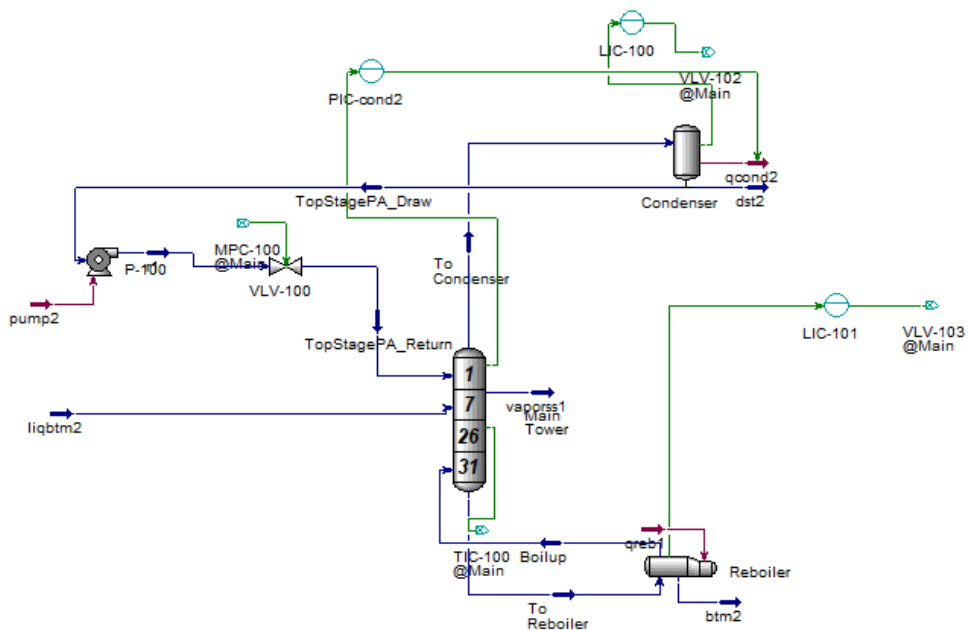
Pada sistem kendali ini plant konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* pada Aspen Hysys dikendalikan dengan sistem MPC 2x2, yaitu dengan menetapkan *mole fraction* dari *methane* pada produk atas kolom pertama dan *mole fraction* dari *ethane* pada produk atas kolom kedua sebagai *process variables* dan *valve reflux* dari kolom pertama dan kedua sebagai *manipulated variables (OP)* pada Aspen Hysys) seperti pada gambar B.1 sampai B.3 dibawah ini:



Gambar B.1 Sistem kendali pada plant konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* pada Aspen Hysys dikendalikan dengan sistem MPC 2x2.



Gambar B.2 Sistem kendali pada plant konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* pada Aspen Hysys dikendalikan dengan sistem MPC 2x2 pada kolom pertama.

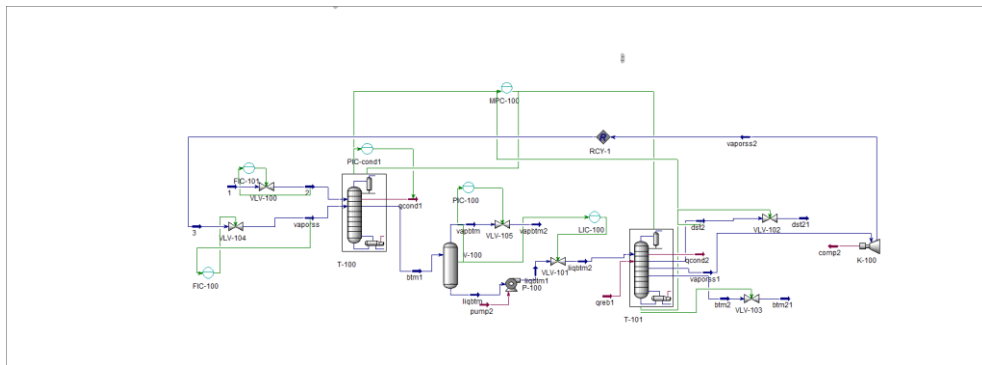


Gambar B.3 Sistem kendali pada plant konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* pada Aspen Hysys dikendalikan dengan sistem MPC 2x2 pada kolom ke dua.

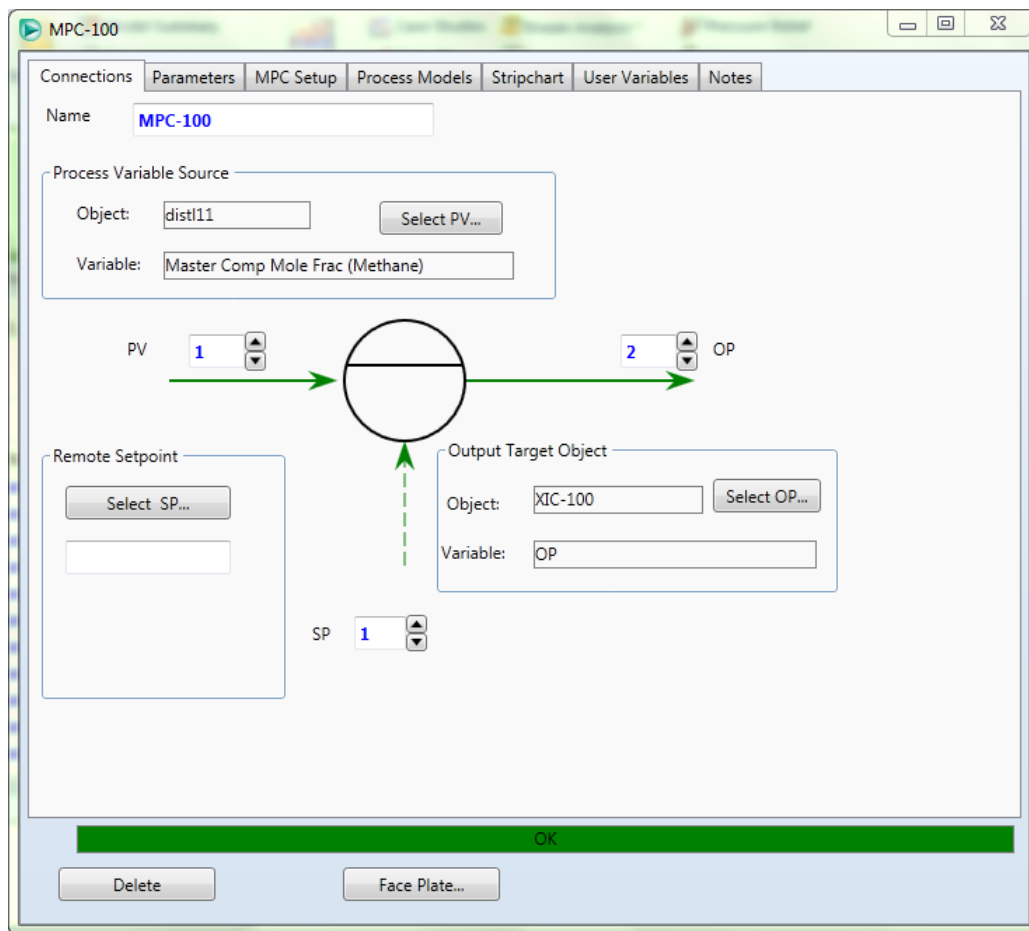
Dari Gambar B.1 dapat MPC di buat dengan sistem 2x2, sedangkan Gambar B.2 dan Gambar B.3 adalah penentuan PV dan MV (OP pada Aspen Hysys v10.0) untuk MPC 2x2.

C. *Model Predictive Control (MPC)* sebagai *Supervisory Control* dan PID sebagai *Regulatory Control* di Aspen Hysys v10.0.

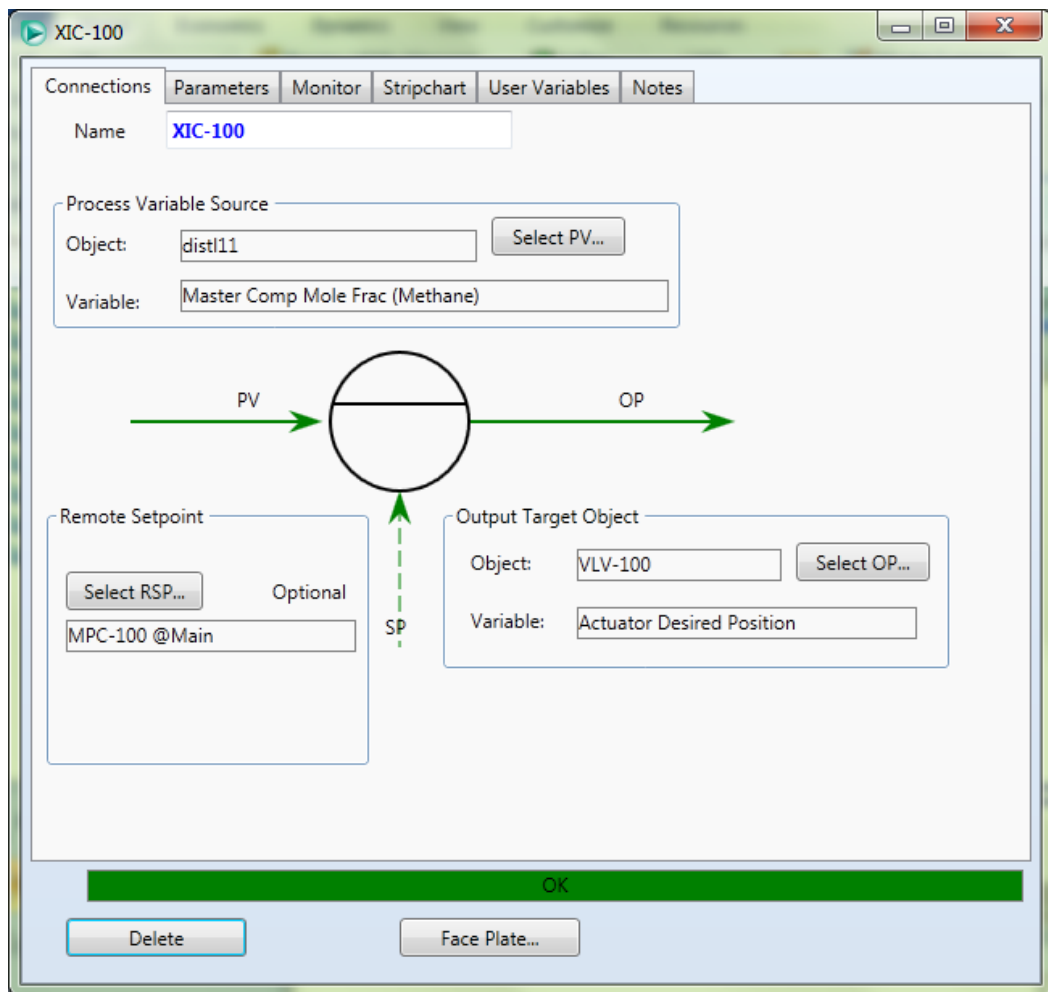
Pada sistem kendali ini plant konfigurasi non konvensional kolom *rectifier* pada Aspen Hysys dikendalikan dengan sistem MPC 2x2 sebagai *supervisory control layer* dan PID sebagai *regulatory control layer*. Pada MPC 2x2 sebagai *supervisory control layer* ditetapkan *mole fraction* dari *methane* pada produk atas kolom pertama dan *mole fraction* dari *ethane* pada produk atas kolom kedua sebagai *process variables* dan *PID Composition Controller* dari kolom pertama dan kedua sebagai *manipulated variables* (OP pada Aspen Hysys) seperti pada gambar C.1 sampai C.6 dibawah ini:



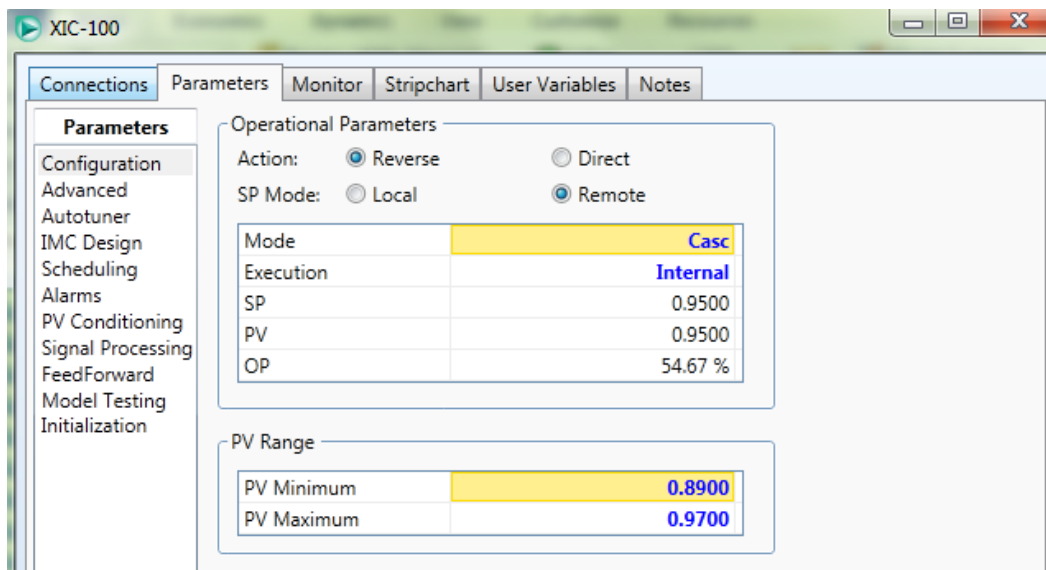
Gambar C.1 Sistem kendali MPC 2x2 sebagai *supervisory control* pada plant.



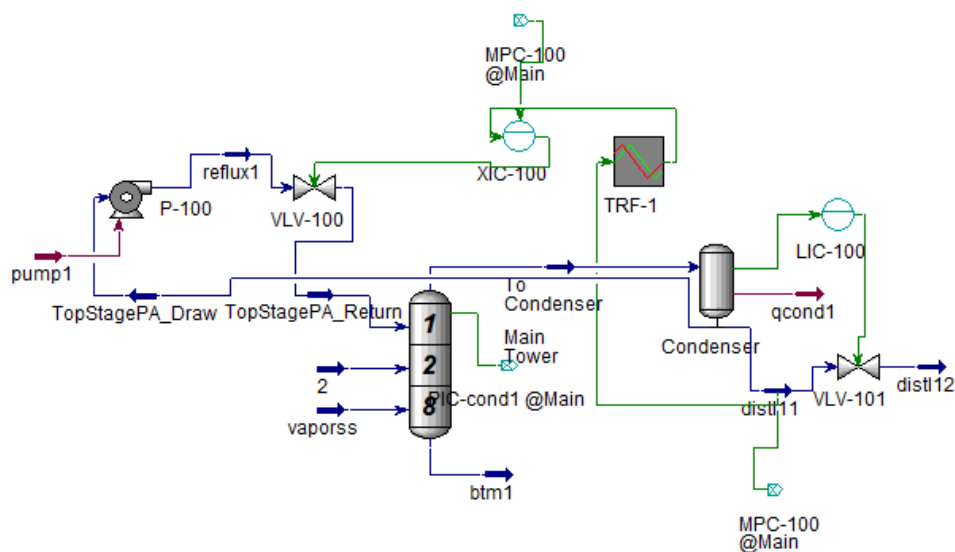
Gambar C.2 Penentuan SP dan OP untuk sistem kendali MPC 2x2 sebagai *supervisory control* pada plant.



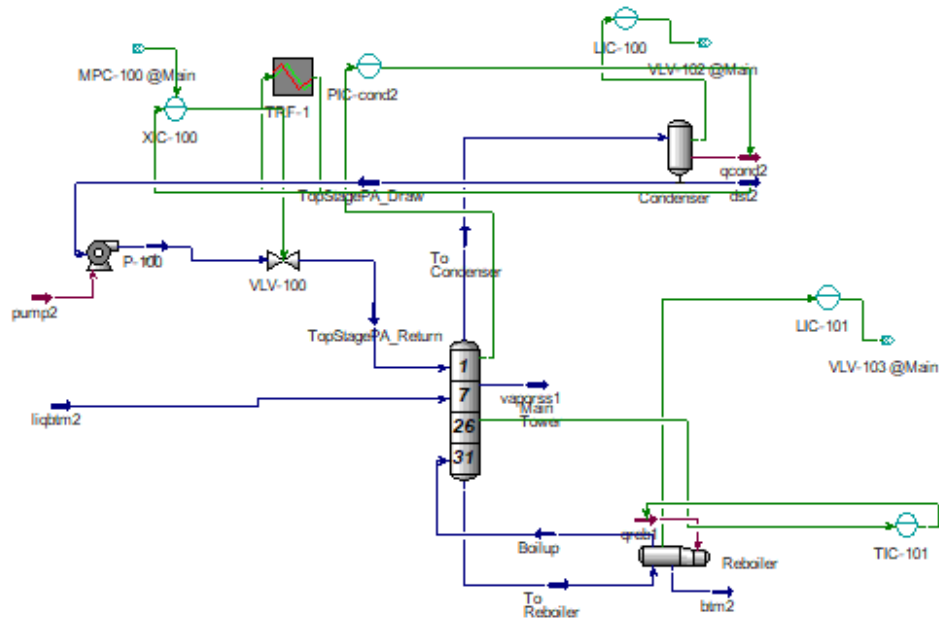
Gambar C.3 Penentuan PV dan OP untuk sistem kendali MPC 2x2 sebagai *supervisory control* dan PID sebagai *regulatory control* pada plant.



Gambar C.4 Penentuan SP *local remote* untuk sistem kendali PID sebagai *regulatory control* pada plant.



Gambar C.5 Sistem kendali MPC 2x2 sebagai *supervisory control* pada kolom pertama.

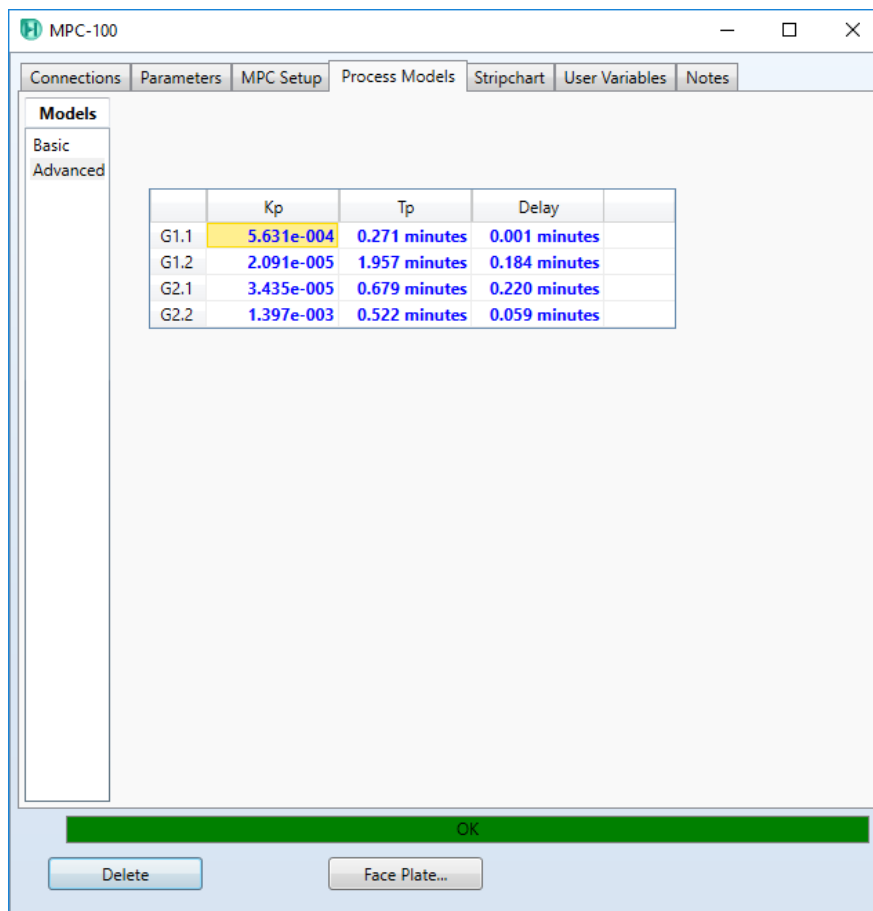


Gambar C.6 Sistem kendali MPC 2x2 sebagai *supervisory control* pada kolom kedua.

Dari Gambar C.1 dapat MPC di buat dengan sistem 2x2 yaitu MPC sebagai *supervisory control layer* dan PID sebagai *regulatory control layer*, sedangkan Gambar C.2 sampai dengan Gambar C.6 adalah penentuan SP, PV dan MV (OP pada Aspen Hysys v10.0) untuk MPC 2x2 sebagai *supervisory control*.

D. Listing Perhitungan *Relative Gain Array (RGA)* untuk Model FOPDT dengan Matlab R2013a.

Perhitungan RGA dilakukan ketika model FOPDT sudah didapatkan seperti gambar D.1 dibawah ini:



Gambar D.1 Model Proses dengan FOPDT di MPC Aspen Hysys v10.0.

Dari model tersebut dihitung nilai dari RGA dengan listing sebagai berikut:

```
clc
clear
%Steady State Gain
K=[0.0005631 0.00002091;0.00003435 0.001397];
%Relatif Gain Matrix
B=K.*inv(K)';
B
```

Maka didapatkan nilai RGA seperti gambar D.2 dibawah ini:

```

Command Window

New to MATLAB? Watch this Video, see Exam

B =

    1.0009    -0.0009
   -0.0009     1.0009

fx >> |

```

Gambar D.2 Hasil perhitungan RGA dengan Matlab R2013a.

Sehingga dapat disimpulkan bahwa model proses FOPDT pada plant adalah *diagonally dominant*.

E. Perhitungan dan Listing Matlab R2013a untuk menentukan nilai gamma U dan gamma Y MPC Pada Matlab dan Aspen Hysys v10.0.

Setiap Proses mempunyai fungsi transfer yang menunjukkan karakter dinamik dari sebuah proses yang disimbulkan dengan $G(s)$, sehingga untuk sistem *Multiple Input Multiple Output (MIMO)* pada kolom distilasi dapat sebagai berikut:

$$\begin{bmatrix} X_D \\ X_B \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11} & G_{12} \\ G_{21} & G_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} RR \\ Qr \end{bmatrix}$$

$G(s)$ adalah fungsi transfer pada plant yang didefinisikan sebagai berikut:

$$G(s) = \frac{K_p}{\tau s + 1} e^{-\theta s} \text{ maka untuk mengubah fungsi transfer menjadi } state \ space$$

adalah dengan cara sebagai berikut :

$$\text{misalkan } G(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{K_p}{\tau s + 1} e^{-\theta s} = \frac{\frac{b_0}{a_2}}{\frac{a_1}{a_2}s + 1}, \text{ maka dapat dituliskan:}$$

$$a_1 \dot{y} + a_2 y = b_0 u$$

$$x_1 = y$$

$$\dot{x}_1 = \frac{-a_2}{a_1} y + \frac{b_0}{a_1} u$$

Sehingga persamaan umum untuk persamaan *state space* adalah:

$$\dot{x} = Ax + Bu$$

$$y = Cx + Du$$

$$\begin{bmatrix} \dot{x}_1 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{-a_2}{a_1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1 \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \frac{b_0}{a_1} \end{bmatrix} u$$

$$y = \begin{bmatrix} x_1 \end{bmatrix}$$

$$A = \begin{bmatrix} \frac{-a_2}{a_1} \end{bmatrix}, B = \begin{bmatrix} \frac{b_0}{a_1} \end{bmatrix}, C = [1], D = [0]$$

maka untuk G_{11} akan memberikan nilai A_{11}, B_{11}, C_{11} , dan seterusnya, sehingga didapatkan keseluruhan nilai matrik:

$$A = \begin{bmatrix} A_{11} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & A_{12} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & A_{21} & 0 \\ 0 & 0 & 0 & A_{22} \end{bmatrix}$$

$$B = \begin{bmatrix} B_{11} & 0 \\ B_{12} & 0 \\ 0 & B_{21} \\ 0 & B_{22} \end{bmatrix}$$

$$C = \begin{bmatrix} C_{11} & 0 & C_{21} & 0 \\ 0 & C_{12} & 0 & C_{22} \end{bmatrix}$$

$$D = \begin{bmatrix} D_{11} & D_{12} \\ D_{21} & D_{22} \end{bmatrix}$$

dalam sistem diskrit untuk *state variable* dapat dituliskan dengan persamaan sebagai berikut:

$$x((k+1)T) = G(T).x(kT) + H(T).u(kT)$$

dimana:

$$G(T) = e^{AT}$$

$$H(T) = \left(\int_0^T e^{AT} dt \right) B$$

maka A_1 akan menjadi G_1 dan seterusnya, sehingga matrik pada *state space* didapatkan sebagai berikut:

$$\hat{A} = \begin{bmatrix} G_1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & G_2 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & G_3 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & G_4 \end{bmatrix}$$

$$\hat{B} = \begin{bmatrix} H_1 & 0 \\ H_2 & 0 \\ 0 & H_3 \\ 0 & H_4 \end{bmatrix}$$

$$C = \begin{bmatrix} C_{11} & 0 & C_{21} & 0 \\ 0 & C_{12} & 0 & C_{22} \end{bmatrix}$$

$$D = \begin{bmatrix} D_{11} & D_{12} \\ D_{21} & D_{22} \end{bmatrix}$$

Untuk perhitungan *Model Predictive Control (MPC)*, nilai *state variable* untuk sampling instant pada $k_i, k_i \geq 0$ adalah $x(k_i)$, sehingga untuk *future state variable*:

$$x(k_i + 1|k), x(k_i + 2|k), x(k_i + 3|k), \dots, x(k_i + m|k), \dots, x(k_i + N_p|k)$$

dan untuk *future control trajectory*:

$$\Delta u(k_i), \Delta u(k_i + 1), \Delta u(k_i + 2), \dots, \Delta u(k_i + N_c - 1)$$

dimana $x(k_i + m|k_i)$ adalah *predicted state variable* pada sampling $k_i + m$, N_c adalah *Control Horizon*, dan N_p adalah *predictive horizon*.

Sehingga untuk model *state space* (A, B, C) menjadi sebagai berikut:

$$x(k_i + 1|k_i) = Ax(k_i) + B\Delta u(k_i)$$

$$\begin{aligned}
x(k_i + 2 | k_i) &= Ax(k_i + 1 | k_i) + B\Delta u(k_i + 1) \\
A^2x(k_i) &+ AB\Delta u(k_i) + B\Delta u(k_i + 1) \\
&\vdots \\
x(k_i + N_p | k_i) &= A^{N_p}x(k_i) + A^{N_p-1}B\Delta u(k_i) + A^{N_p-2}B\Delta u(k_i + 1) \\
&\quad + \dots + A^{N_p-N_c}B\Delta u(k_i + N_c - 1)
\end{aligned}$$

dan

$$\begin{aligned}
y(k_i + 1 | k_i) &= CAx(k_i) + CB\Delta u(k_i) \\
y(k_i + 2 | k_i) &= CA^2x(k_i) + CAB\Delta u(k_i) + CB\Delta u(k_i + 1) \\
y(k_i + 3 | k_i) &= CA^3x(k_i) + CA^2B\Delta u(k_i) + CAB\Delta u(k_i + 1) \\
&\quad + CB\Delta u(k_i + 2) \\
&\vdots \\
y(k_i + N_p | k_i) &= CA^{N_p}x(k_i) + CA^{N_p-1}B\Delta u(k_i) + CA^{N_p-2}B\Delta u(k_i + 1) \\
&\quad + \dots + CA^{N_p-N_c}B\Delta u(k_i + N_c - 1)
\end{aligned}$$

predicted variable diformulasikan sebagai *state variable* $x(k_i)$ dan *future control variable* $\Delta u(k_i + j)$ dengan $j = 0, 1, \dots, N_c - 1$, sehingga vector matrik didapatkan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
Y &= \left[y(k_i + 1 | k_i) y(k_i + 2 | k_i) y(k_i + 3 | k_i) \dots y(k_i + N_p | k_i) \right]^T \\
\Delta U &= \left[\Delta u(k_i) \Delta u(k_i + 1) \Delta u(k_i + 2) \dots \Delta u(k_i + N_c - 1) \right]^T
\end{aligned}$$

dimensi dari Y adalah N_p dan ΔU adalah N_c .

$$Y = Fx(k_i)\Phi\Delta U$$

dengan:

$$F = \begin{bmatrix} CA \\ CA^2 \\ CA^3 \\ \vdots \\ CA^{N_p} \end{bmatrix}; \Phi = \begin{bmatrix} CB & 0 & 0 & \dots & 0 \\ CAB & CB & 0 & \dots & 0 \\ CA^2B & CAB & 0 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ CA^{N_p-1}B & CA^{N_p-2}B & CA^{N_p-3}B & \dots & CA^{N_p-N_c}B \end{bmatrix}$$

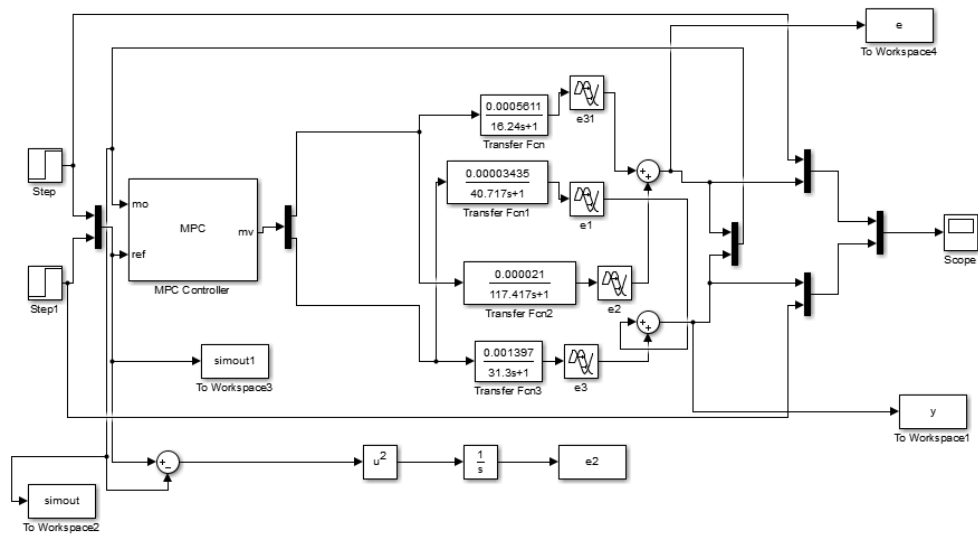
oleh karena itu nilai dari $N_c \leq N_p$ atau $N_c = N_p$ [49].

Listing perhitungan untuk menentukan nilai gamma U dan Y dengan teknik IPSO adalah sebagai berikut:

1. Memanggil model yang telah didapat dan di tulis di Simulink dengan listing sebagai berikut:

```
clear all;
Tstop1=10;
%memanggil model (plant model)
sys='hsys2';
[A,B,C,D]=linmod(sys);
Ts=0.1;
Model=c2d(ss(A,B,C,D),Ts);
%tuning MPC
p=20; % use default prediction
m=1; % use default control horizon
mpcquad=mpc(Model,Ts,p,m);
%Runing MPC
hsys;
sim('hsys',Tstop1)
```

maka akan keluar kotak dialog sebagai berikut:



Gambar E.1 Model MPC di Matlab untuk mendapatkan inisial sebelum melakukan optimasi.

2. Melakukan optimasi dengan teknik IPSO dengan listing sebagai berikut:

```
function F = trackmpc
```

```
    % Track the output of optsim to a signal of 1
```

```
    % Compute function value
```

```
    simopt = simset('solver','ode45','DstWorkspace','Current'); % Initialize sim
```

```
options
```

```
    [yout] = sim('hysys',[0 100],simopt);
```

```
    e=yout-1 ; % compute the error
```

```
    sys_overshoot=max(yout)-1; % compute the overshoot
```

```
    alpha=0.6321;beta=0.3679;
```

```
    F=1/(alpha*(e+sys_overshoot)+beta*(4));
```

```
end
```

```
%% Tuning of MPC controller using Particle Swarm Optimization
```

```
%% Initialization
```

```
n = 50;          % Size of the swarm " no of birds "
bird_setp = 50;  % Maximum number of "birds steps"
dim = 2;         % Dimension of the problem
```

```
c2 = 2.0;        % PSO parameter C1
c1 = 2.0;        % PSO parameter C2
w = 0.5;         % pso momentum or inertia
d = trackmpc;
fitness = 0*ones(n,bird_setp);
```

```
%-----%
%   initialize the parameter %
%-----%
```

```
R1 = rand(dim, n);
R2 = rand(dim, n);
current_fitness = 0*ones(n,1);
```

```
%-----%
% Initializing swarm and velocities and position %
%-----%
```

```
current_position = 10*(rand(dim, n)-.5);
velocity = randn(dim, n)-0.5 ;
local_best_position = current_position ;
```

```
%-----%
```

```

                                % Evaluate initial population      %
                                %-----%

for i = 1:n
    current_fitness(i) = d(i);
end

local_best_fitness = current_fitness ;
[global_best_fitness,g] = min(local_best_fitness) ;

for i=1:n
    globl_best_position(:,i) = local_best_position(:,g) ;
end

                                %-----%
                                % VELOCITY UPDATE %
                                %-----%

velocity = w *velocity + c1*(0.5*R1.*(local_best_position-current_position)) +
c2*(0.5*R2.*(globl_best_position-current_position));

                                %-----%
                                % SWARMUPDATE %
                                %-----%

current_position = current_position + velocity ;

                                %-----%
                                % evaluate anew swarm %
                                %-----%

```

```

%% Main Loop
iter = 0 ;      % Iterations' counter
while ( iter < bird_setp )
    iter = iter + 1;

    for i = 1:n,
        current_fitness(i) = d(i) ;
    end

    for i = 1 : n
        if current_fitness(i) < local_best_fitness(i)
            local_best_fitness(i) = current_fitness(i);
            local_best_position(:,i) = current_position(:,i) ;
        end
    end

    [current_global_best_fitness,g] = min(local_best_fitness);

    if current_global_best_fitness < global_best_fitness
        global_best_fitness = current_global_best_fitness;

        for i=1:n
            globl_best_position(:,i) = local_best_position(:,g);
        end

    end
end

```

```

velocity = w *velocity + c1*(R1.*(local_best_position-current_position)) +
c2*(R2.*(globl_best_position-current_position));
current_position =(abs((current_position + velocity)/1000));

```

```

sprintf('The value of interation iter %3.0f ', min(iter) );

```

```

end % end of while loop its mean the end of all step that the birds move it

```

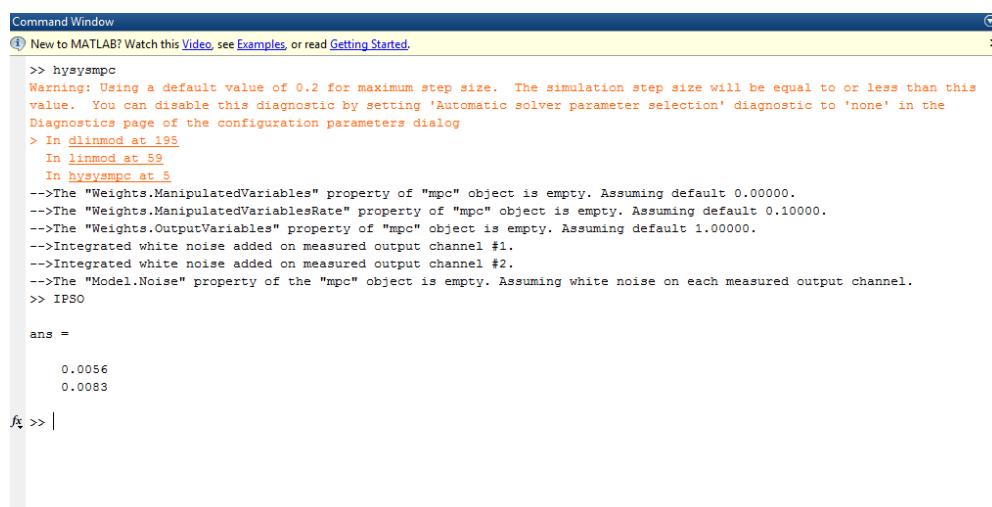
```

xx=fitness(:,50);
[Y,I] = min(xx);
current_position(:,I)

```

%

Maka didapatkan hasil sebagai berikut:



```

Command Window
New to MATLAB? Watch this Video, see Examples, or read Getting Started.

>> hysysmpc
Warning: Using a default value of 0.2 for maximum step size. The simulation step size will be equal to or less than this
value. You can disable this diagnostic by setting 'Automatic solver parameter selection' diagnostic to 'none' in the
Diagnostics page of the configuration parameters dialog
> In dlinmod at 195
   In linmod at 59
   In hysysmpc at 5
-->The "Weights.ManipulatedVariables" property of "mpc" object is empty. Assuming default 0.00000.
-->The "Weights.ManipulatedVariablesRate" property of "mpc" object is empty. Assuming default 0.10000.
-->The "Weights.OutputVariables" property of "mpc" object is empty. Assuming default 1.00000.
-->Integrated white noise added on measured output channel #1.
-->Integrated white noise added on measured output channel #2.
-->The "Model.Noise" property of the "mpc" object is empty. Assuming white noise on each measured output channel.
>> IPSO

ans =

    0.0056
    0.0083

```

Gambar E.2 Hasil optimasi nilai gamma U dan Y dengan teknik IPSO.

RIWAYAT PENULIS



Riza Aris Hikmadiyar, lahir pada tanggal 30 Maret 1993 di Jombang. Penulis merupakan mahasiswa S2 Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya. Selama kuliah, Penulis yang merupakan anak kedua dari dua bersaudara ini memiliki antusiasme yang tinggi untuk mengembangkan diri di bidang perancangan dan pengendalian proses. Penulis pernah menempuh Pendidikan S1 Jurusan Teknik Fisika di Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya. Penulis yang menaruh minat lebih pada pengajaran dan penelitian ini memilih Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses untuk melakukan penelitian Tugas Akhir dengan judul “***Model Predictive Control (MPC)*** pada Konfigurasi Non Konvensional Kolom

Rectifier”. yang dapat dilaksanakan dengan baik berkat bimbingan dari dosen-dosen Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses Teknik Kimia ITS. Untuk kepentingan korespondensi penulis dapat dihubungi pada alamat email rizaaris11@gmail.com.